



Avaliação do desempenho de uma unidade de recuperação de solventes

NUNO FILIPE DOS SANTOS CARVALHO

Novembro de 2016

Avaliação do desempenho de uma unidade de recuperação de solventes

Instituto Superior de Engenharia do Porto
Mestrado em Optimização Energética na Indústria Química

Nuno Filipe dos Santos Carvalho

Orientação na empresa: Responsável pela instalação

Orientação no ISEP: Engenheira Isabel Brás Pereira

Engenheira Margarida Ribeiro

Novembro de 2016

Agradecimentos

Na hora de concluir uma etapa muito importante da minha vida, existem diversas pessoas a quem gostaria de mostrar o meu agradecimento.

Ao Engenheiro responsável pela unidade fabril, pela oportunidade de realizar a dissertação na empresa.

Agradeço ao meu orientador na empresa, o responsável pela manutenção e pela instalação. Foi a pessoa que acompanhou directamente o meu percurso e trabalho na empresa tendo-me ajudado e apoiado em tudo o que estava ao seu alcance. Transmitiu-me todos os conhecimentos que adquiri. Foram muitos os momentos passados que não esquecerei. Deixou a empresa na altura do término desta dissertação, pelo que aproveito para lhe desejar muita sorte para o futuro.

Começo por agradecer à Engenheira Isabel Brás e à Engenheira Margarida Ribeiro, minhas orientadoras do ISEP, pela ajuda na elaboração da mesma, disponibilidade para esclarecimento de dúvidas e ajuda a definir objectivos.

Aos colaboradores da manutenção, sector no qual estive integrado durante o estágio curricular. O meu obrigado por todo o apoio que me deram e por me terem integrado como um membro da equipa.

A todos os restantes colaboradores da empresa que de uma forma, ou de outra colaboraram nesta dissertação e me ajudaram na conclusão da mesma.

À Stefanie Teixeira que realizou estágio curricular na empresa no mesmo período que eu. Apesar de termos realizado estágio em diferentes sectores da empresa, acompanhou o meu percurso de perto.

Agradeço a todos os meus amigos que acompanharam o meu percurso de perto ao longo destes cinco anos. Sem eles jamais conseguiria ter chegado onde cheguei.

Por último, agradeço à minha família pelo apoio e pelo esforço que fizeram para que fosse possível estar neste momento a concluir esta importante etapa da minha vida.

Avaliação do desempenho de uma unidade de recuperação de solventes
Dissertação/Estágio – 2015/2016

Sumário

O presente relatório foi elaborado no âmbito da disciplina de Dissertação/Estágio (DIEST), para conclusão do mestrado em Engenharia Química, no ramo de Optimização Energética na Indústria Química.

O trabalho foi desenvolvido na empresa A e teve como objectivo principal a avaliação do desempenho da Unidade de Recuperação de Solventes. A unidade de recuperação de solventes permite a recuperação dos solventes usados na unidade fabril, maioritariamente acetato de etilo e etanol, por adsorção e destilação.

Fez-se a avaliação da unidade de recuperação de solventes por diferentes de pontos de vista. Estudaram-se em detalhe as unidades de adsorção e de destilação. Estimou-se a recuperação total de solventes conseguida ao longo do período de estágio e comparou-se com o consumo de solventes (também estimado) da unidade fabril, no mesmo período. Com a ajuda do simulador *Aspen Plus*, aplicado à coluna de destilação que permite obter as correntes de solventes finais, e utilizando valores médios e condições de operação estabelecidos com base em valores reais, estudou-se a variação da composição dos solventes à saída, consoante a alteração de: andar de alimentação na coluna, potência térmica fornecida ao reebulidor, temperatura da corrente de alimentação e pressão no condensador. Avaliou-se o consumo energético da instalação, e propõem-se algumas medidas de melhoria da sua eficiência do ponto de visto energético e de redução de consumos.

Segundo a curva de rutura traçada para um dos cinco leitos de adsorção, verificou-se que seria aceitável admitir como tempo de operação 12 horas, para as condições de operação observadas. Para o período analisado, estimou-se que, em média, um leito adsorvia 918 kg de solvente (expresso como C) em cada ciclo de adsorção e que na sua regeneração, se recuperavam 614 kg de solvente.

Com base na avaliação de quantidades processadas ao longo de 15 semanas, foi possível estimar caudais médios de operação para a unidade de destilação de solventes: 369 kg/h para a corrente de alimentação, 285 kg/h para a corrente de resíduo (obtido com cerca de 99% em acetato de etilo) e 32 kg/h para a corrente de destilado (mistura de solventes: acetato de etilo, etanol e outros). A percentagem de recuperação de acetato de etilo puro na unidade de destilação, situa-se nos 91% para o resíduo e de 7% para o destilado.

O consumo diário de acetato de etilo na fábrica foi estimado em 5260 L e o da mistura de solventes em 805 L. Tendo em conta o consumo da fábrica e quantidade de solventes obtida na unidade de recuperação, estimou-se que a percentagem de reutilização de acetato de etilo seria de 84,3% e a de mistura de solventes de 89,2%. A reutilização global de solventes é por isso de 85%.

Nenhuma das alterações contempladas nas simulações em Aspen Plus se se traduziu em modificações significativas nos produtos finais, pelo que não se propõe nenhuma modificação face às condições actuais.

Verificou-se que a caldeira de termofluido da unidade de recuperação de solventes funciona com um excesso de ar de 40%, que foi considerado excessivo e que poderá ser melhor regulado com a afinação do queimador. Estimou-se a eficiência térmica da caldeira em 84,8%, podendo esta ser melhorada com a inclusão de um economizador (87,95%) ou pré-aquecedor de ar (88,35%) ou os dois em simultâneo (91,1%), traduzindo-se numa poupança de gás natural de 3308, 2863 e 5623 m³, respectivamente. Isto traduz-se numa poupança de 5243, 4538 ou 8914 euros.

Realizou-se ainda um levantamento energético da unidade de recuperação de solventes, tendo-se determinado um consumo global de 748 tep para o ano de 2015. Relativamente aos indicadores energéticos, obteve-se uma média anual de intensidade carbónica de 2463 kgCO₂e/tep e consumos específicos de energia entre 0,0079 e 0,0032 tep/kg solvente, sendo a energia eléctrica o maior contribuidor para este consumo, seguida do vapor e do gás natural.

Palavras-chave: Acetato de etilo, Recuperação de Solventes, Destilação, Adsorção, Regeneração, Eficiência Energética, Energia, Optimização

Abstract

This report was prepared within the scope of the Dissertation / Internship (DIEST) discipline, for the conclusion of the Master's Degree in Chemical Engineering, in the field of Energy Optimization in the Chemical Industry.

The work was developed at the company A and had as main objective the evaluation of the performance of the Solvent Recovery Unit. The solvent recovery unit allows the recovery of the solvents used in the flexible packaging factory, mostly ethyl acetate and ethanol, by adsorption and distillation.

The solvent recovery unit was assessed for different points of view. The adsorption and distillation units were studied in detail. The total solvent recovery achieved over the internship period was estimated and compared to the solvent consumption (also estimated) of the factory over the same period. The Aspen Plus simulator has been applied to the distillation column to obtain the final solvent streams and thermal energy in the reboiler, using average values and operating conditions established on the basis of real values, the variation of the composition of the solvents at the exit was studied, depending on the change of: feed stage in the column, thermal power supplied to the reboiler, temperature of the feed stream and pressure in the condenser. The energy consumption of the installation was evaluated and some measures are proposed to improve its energy efficiency and consumption reduction.

According to the breakthrough curve drawn for one of the five adsorption beds, it was considered that it would be acceptable to consider 12 hours of operation time for the observed operating conditions. For the analyzed period, it was estimated that, on average, one bed adsorbed 918 kg of solvent (expressed as C) in each adsorption cycle and in its regeneration were recovered 614 kg of solvent.

Based on the evaluation of the quantities processed over 15 weeks, it was possible to estimate an average operating flow rate for the solvent distillation unit: 369 kg/h for the feed stream, 285 kg/h for the waste stream (obtained with about 99% in ethyl acetate) and 32 kg/hr for the distillate stream (solvent mixture: ethyl acetate, ethanol and isopropanol). The recovery percentage of pure ethyl acetate in the distillation unit is 91% for the residue and 8% for the distillate.

The daily consumption of ethyl acetate in the factory was estimated to be around 5260 L and that of the solvent mixture at 805 L. Taking into account the factory consumption and quantity of solvents obtained at the solvent recovery unit, it was

estimated that the percentage of reuse of Ethyl acetate would be 84,3% and that of solvent mixture 89.2%. The overall reuse of solvents is therefore 85%.

None of the changes contemplated in the simulations at Aspen Plus have resulted in significant changes in the final products, so no modification to the current operating conditions is proposed

It has been determined that the solvent recovery unit thermofluid boiler operates with an excess of 40% air, which was considered excessive and could be better regulated with the setting of the burner. The thermal efficiency of the boiler was estimated to be 84.8%, which could be improved to 87,85% with the inclusion of an economizer, 88,35% with an air preheater or 91,1% with both which translates into a saving of natural gas of 3308, 2863 e 5623 m³ respectively. That means a saving of 5243, 4538 or 8914 euros.

An energetic study of the solvent recovery unit was also carried out and an overall consumption of 748 tep was determined for the year 2015. With regard to the energy indicators, an annual average of carbon intensity of 2463 kgCO₂e/tep and specific energy consumptions between 0.0079 and 0.0032 tep/kg solvent, with electricity being the main contributor to this consumption, followed by steam and natural gas.

Keywords: Ethyl acetate, Solvent Recovery, Distillation, Adsorption, Regeneration, Energy Efficiency, Energy, Optimization

Índice

1. Introdução.....	1
1.1. Enquadramento	1
1.2. Objectivos.....	1
1.3. Organização da dissertação	2
2. Recuperação de solventes	3
2.1. Aspectos gerais sobre recuperação de solventes na indústria.....	3
2.2. Tecnologias de recuperação de solventes.....	4
2.2.1. Adsorção	5
2.2.2. Destilação.....	8
2.3. Funcionamento da unidade de recuperação de solventes	12
2.3.1. Admissão da corrente gasosa proveniente da fábrica e adsorção dos solventes	12
2.3.2. Regeneração dos leitos de adsorção.....	14
2.3.3. Destilação.....	17
3. Avaliação do desempenho da unidade de recuperação de solventes	21
3.1. Adsorção e regeneração.....	21
3.1.1. Curva de rutura de um leito de adsorção	21
3.1.2. Estimativa do solvente retido em cada ciclo de adsorção	22
3.1.3. Quantificação do solvente recuperado em cada regeneração	23
3.2. Destilação.....	23
3.2.1. Composição das várias correntes da unidade de destilação analisadas	24
3.2.2. Quantificação das principais correntes da unidade de destilação	26
3.2.3. Alimentação da coluna C-320 (D_{1C})	28
3.2.4. Potência térmica do rebulidor da coluna C-320 e do condensador da coluna C-310	29
3.2.5. Recuperação de acetato de etilo	30
3.3. Desempenho global da instalação	31
3.3.1. Recuperação de acetato de etilo e mistura de solventes	31
3.3.2. Consumo de acetato de etilo e mistura de solventes	31
3.3.3. Recuperação média de solventes	31
4. Estudo da influência da variação das condições operatórias da coluna de destilação C-320 na composição dos solventes.....	35
4.1. Simulação do processo	35
4.1.1. Metodologia adoptada	35
4.1.2. Dados e condições operatórias para a simulação.....	36

4.1.3.	Validação das condições de simulação	38
4.2.	Análise dos resultados das simulações	39
4.2.1.	Influência do andar de alimentação	39
4.2.2.	Influência da potência térmica fornecida ao reebulidor	41
4.2.3.	Influência da temperatura de alimentação	42
4.2.4.	Influência da pressão no condensador	43
5.	Levantamento energético e de utilidades.....	45
5.1.	Diferentes formas de energia utilizada	45
5.2.	Energia térmica usada na unidade de recuperação de solventes	45
5.2.1.	Caldeira de termofluido	46
5.2.2.	Estudo da inclusão de um economizador na caldeira de termofluido	48
5.2.3.	Estudo da inclusão de um pré-aquecedor de ar na caldeira de termofluido 50	
5.2.4.	Estudo da inclusão de um pré-aquecedor de ar e economizador em simultâneo, na caldeira de termofluido.....	51
5.3.	Energia eléctrica.....	52
5.4.	Ar Comprimido	52
5.5.	Produção de acetato de etilo e mistura de solventes em 2015	53
5.6.	Distribuição dos consumos	54
5.6.1.	Consumos mensais de vapor de aquecimento	54
5.6.2.	Consumos mensais de gás natural.....	55
5.6.3.	Consumos mensais de energia eléctrica	56
5.6.4.	Consumo global de energia	57
5.7.	Indicadores energéticos.....	59
5.7.1.	Intensidade carbónica.....	59
5.7.2.	Consumo específico de energia.....	60
6.	Conclusões e propostas de trabalhos futuros	63
	Bibliografia.....	67
	Anexo A - Tecnologias de impressão e complexagem.....	69
A.1.	– Tecnologias de impressão	69
A.1.1.	- Rotogravura	69
A.1.2.	- Flexografia	70
A.2.	- Processos de complexagem de filmes flexíveis	72
A.2.1.	- Complexagem com solvente	72
A.2.2.	- Complexagem sem solvente	73
	Anexo B – Adsorção	75
B.1.	- Dados de equilíbrio do sistema de adsorção.....	75

B.2 – Balanço de massa aos leitos de adsorção	76
B.3 – Dados da recuperação de solvente a cada regeneração	77
Anexo C - Propriedades dos compostos	79
C.1. Massa molar e número CAS dos compostos	79
C.2. Massa volúmica dos diferentes compostos	79
C.3. Calor específico dos diferentes compostos	81
Anexo D – Destilação	85
D.1. Volume de solvente recuperado em cada ciclo de destilação	85
D.2. Determinação do volume alimentado em cada etapa de destilação	85
D.3. Caudais mássicos de alimentação (F), acetato de etilo (W ₂), mistura de solventes (D ₂)	89
D.4. Balanço de massa à coluna C-320 (D _{C1})	90
D.5. Balanço de massa global	91
D.6. Balanço de energia global	92
D.7. Volume de solvente consumido na empresa A	95
Anexo E - Simulação Aspen Plus	97
E.1 – Validação do método das propriedades utilizado	97
E.2. – Estudo dos diferentes parâmetros	97
E.2.1. – Andar de alimentação	97
E.2.2. – Potência térmica fornecida ao reebulidor	98
E.2.3. – Temperatura de alimentação	100
E.2.4. – Pressão no condensador	101
Anexo F – Caldeira de termofluido	103
F.1. Análise dos gases de combustão	103
F.2. Determinação do excesso de ar alimentado à caldeira de termofluido	103
F.3. Determinação da eficiência térmica da caldeira de termofluido	104
F.3.1. Perdas associadas ao combustível nas cinzas volantes	104
F.3.2. Perdas associadas ao combustível nas cinzas de fundo	105
F.3.3. Perdas associadas ao calor sensível nos gases de combustão	105
F.3.4. Perdas associadas à entalpia de vapor de água nos gases de combustão	107
F.3.5. Perdas associadas a inqueimados nos gases de combustão	108
F.3.6. Perdas por radiação, convecção e outras perdas não-contabilizáveis nas caldeiras	108
F.3.7. Eficiência da caldeira de termofluido	109
F.4. Determinação do calor específico dos gases de combustão	109
E.5. Dados do termofluido	111
F.6. Caudal de ar alimentado à caldeira	111

Avaliação do desempenho de uma unidade de recuperação de solventes
Dissertação/Estágio – 2015/2016

F.7. Economizador	113
F.8. Pré-aquecedor de ar	115
F.9. Economizador e pré-aquecedor de ar em simultâneo	116
Anexo G – Avaliação energética	117
G.1. Dados de produção	117
G.2. Consumos energéticos	117
G.3. Indicadores energéticos.....	119

Índice de figuras

Figura 2.1 - Zona de transferência de massa em função do grau de saturação do leito de carvão activado [5].....	6
Figura 2.2 - Curva de saturação característica de um adsorvente em leito fixo [5].....	8
Figura 2.3 - Esquema de uma coluna de destilação do tipo fraccionado.....	9
Figura 2.4 - Diagrama de equilíbrio líquido-vapor do sistema acetato de etilo-etanol à pressão atmosférica [8].....	11
Figura 2.5 - Diagrama de temperatura-composição à pressão atmosférica para o sistema acetato de etilo-etanol [8].....	11
Figura 2.6 - Esquema ilustrativo da admissão e adsorção na unidade de recuperação de solventes	14
Figura 2.7 - Esquema ilustrativo da etapa de inertização da linha de adsorção	15
Figura 2.8 - Esquema ilustrativo da fase de condensação de água	16
Figura 3.1 - Curva de saturação (rutura) de um leito de adsorção da unidade de recuperação.....	22
Figura 3.2 – Esquema ilustrativo da admissão e adsorção na unidade de recuperação de solventes	24
Figura 3.3.a – Esquema ilustrativo da etapa de inertização da linha de adsorção	24
Figura 3.4 – Esquema da unidade de destilação	24
Figura 3.5 - Caudal mássico das principais correntes do processo (kg/h) para as várias semanas, assim como tendência para um valor médio.....	27
Figura 3.6 - Caudal mássico da corrente D_{1C} (kg/h) para as várias semanas, assim como tendência para um valor médio	28
Figura 3.7 – Produção e consumo de acetato de etilo na unidade fabril, entre a semana 9 e 29 de 2016	32
Figura 4.1 – Layout da simulação Aspen Plus para a coluna C-320	36
Figura 4.2 – Variação da fracção mássica de acetato de etilo na cauda (W_2) e de etanol no topo (D_2) em função do andar de alimentação.....	39
Figura 4.3 - Variação da concentração de acetato de etilo na cuda e etanol no topo em função potência térmica fornecida ao reebulidor da coluna C-320.....	41
Figura 4.4 - Variação da concentração de acetato de etilo na cuda e etanol no topo em função da temperatura da corrente de alimentação à coluna C-320	43
Figura 4.5 – Evolução da fracção mássica de etanol em D_2 e de acetato de etilo em W_2 , em função da pressão do condensador.....	44

Figura 5.1 - Produção de acetato de etilo (W_2) e mistura de solventes (D_2) para o ano de 2015.....	53
Figura 5.2 - Consumo de vapor de aquecimento para os diferentes meses	55
Figura 5.3 - Consumo de gás natural para os diferentes meses	55
Figura 5.4 - Consumo de energia eléctrica para os diferentes meses	56
Figura 5.5 - Intensidade carbónica em função dos diferentes meses de 2015	60
Figura 5.6 – Consumo específico para cada forma de energia consumida, ao longo do ano de 2015.....	61
Figura 5.7 – Consumo específico de energia em função da produção para o ano de 2015	62

Índice de tabelas

Tabela 2.1 - Tecnologias disponíveis de recuperação de solventes em função dos caudais e da concentração de solvente [4]	5
Tabela 3.1 - Composição média para a corrente D _{1C} (Percentagem mássica)	29
Tabela 4.1 – Condições operatórias da coluna de destilação C-320.....	37
Tabela 4.2 – Dados introduzidos para a corrente D _{1C}	37
Tabela 4.3 – Composição considerada para a corrente D _{1C}	37
Tabela 4.4 – Comparação entre a temperatura do condensador e no reebulidor da coluna de destilação C-320 reais e obtidas a partir da simulação Aspen Plus	38
Tabela 4.5 – Comparação entre a composição obtida na corrente D ₂ e W ₂ com a composição real.....	38
Tabela 4.6 – Composição da corrente W ₂ para os andares de alimentação disponíveis na coluna C-320	40
Tabela 4.7 – Composição mássica obtida na corrente de mistura de solventes em função do andar de alimentação	41
Tabela 5.1 – Consumo de energia (tep) para os diferentes tipos de energia consumida, ao longo do ano	57
Tabela B. 1 - Concentração de TOC's à saída da unidade de recuperação, medidos em mg/m ³ e em função do tempo.....	75
Tabela B. 2 - Caudal de efluente gasoso, em Nm ³ /h, e respectiva concentração à entrada (CF) e saída (CS) dos leitos de adsorção, expressa em mg/Nm ³	76
Tabela B. 3 - Solvente retido nos leitos de adsorção para as diferentes semanas.....	77
Tabela B. 4 - Leituras efectuadas para o estudo do recuperado em cada regeneração, em média.....	77
Tabela C. 1 – CAS, Composição química e massa molar dos diferentes compostos presentes nos solventes tratados.....	79
Tabela C. 2 – Constantes tabeladas na literatura para o cálculo da massa volúmica dos diferentes compostos [29]	80
Tabela C. 3 – Massa volúmica obtida para os diferentes compostos, expressa em mol/dm ³	80
Tabela C. 4 – Massa volúmica obtida para os diferentes compostos, expressa em Kg/dm ³	81
Tabela C. 5 – Constantes tabeladas para cálculo do calor específico na fase líquida dos vários compostos [29]	81

Tabela C. 6 – Calor específico para os diferentes compostos e diferentes temperaturas, expresso em J/kmol.K (Fase líquida)	82
Tabela C. 7 – Valores tabelados para o calor específico do etoxipropanol e acetato de propilo a uma temperatura de referência de 25°C (Fase líquida)	82
Tabela C. 8 – Calor específico dos diferentes componentes e temperaturas, expresso em kJ/Kg.K (Fase líquida).....	83
Tabela C. 9 – Constantes tabeladas na literatura para determinação do calor específico na fase gasosa	83
Tabela C. 10- Calor específico obtido para os diferentes compostos (Fase gasosa), expresso em J/kmol.K.....	83
Tabela C. 11 - Calor específico obtido para os diferentes compostos (Fase gasosa), expresso em J/Kg.K.....	84
Tabela D. 1 – Volume de acetato de etilo e mistura de solvente recuperado nas diferentes semanas, expresso em litros.....	85
Tabela D. 2 – Valores recolhidos para ocupação do tanque (%) e respectivo volume ocupado (L)	86
Tabela D. 3 – Percentagem de ocupação (%), respectivo volume lido no software (L) e volume determinado a partir da recta (L) com respectivo desvio	87
Tabela D. 4 – Percentagem de ocupação do tanque TK-300 no início e no fim e número das regenerações	88
Tabela D.5 – Volume alimentado (L) à coluna de destilação C-310 em cada semana	88
Tabela D. 6 – Quantidade de solvente nas diferentes correntes, expressa em unidades de massa (Kg)	89
Tabela D. 7 – Caudal de solvente alimentado à coluna C-320 em kg/h	91
Tabela D. 8 – Resíduo transferido para os meses de Março, Abril, Maio e Junho de 2016	91
Tabela D. 9 – Resumo de todas as correntes obtidas para as diferentes semanas, expressas em Kg/h	92
Tabela D. 10 - Energia contida nas diferentes correntes, expressa em unidades de massa (kJ/kg)	92
Tabela D. 11 – Potência térmica no condensador da coluna C-310 para as diferentes semanas.....	94
Tabela F. 1 - Dados dos gases de combustão fornecidos pela empresa A.....	103
Tabela F. 2 - Composição volúmica do gás natural	106
Tabela F. 3 - Massa molar dos diferentes compostos e respectivo número de átomos de carbono.....	106

Tabela F. 4 - Massa molar dos diferentes compostos e número de átomos de hidrogénio.....	107
Tabela F. 5 - Constante K1 para diferentes combustíveis.....	108
Tabela F. 6 - Constantes tabeladas para a determinação do poder calorífico dos diferentes gases de combustão	110
Tabela F. 7 - Percentagem volumétrica e respectiva percentagem mássica de cada gás de combustão	110
Tabela F. 8 - Massa volumétrica dos diferentes gases de combustão existentes, expressa em Kg/m ³	112
Tabela G. 1 - Produção de acetato de etilo e mistura de solventes, em 2015.....	117
Tabela G. 2 - Dados de produção de acetato de etilo e mistura de solventes, expressas em kilogramas	117
Tabela G. 3 - Dados de consumo de gás natural (m ³), vapor de aquecimento (Kg) e eletricidade (kWh)	118
Tabela G. 4 - Consumo de gás natural, vapor de aquecimento e electricidade, expressos em tep	119
Tabela G. 5 - Emissões de gases com efeito estufa, expressas em kgCO ₂ e	120

Nomenclatura

Siglas

ADENE	Agência para a energia
CEE	Consumo específico de energia
CIE	Consumidor intensivo de energia
COT	Carbono orgânico total
COV	Compostos Orgânicos Voláteis
FID	Detector de ionização por chama
IC	Intensidade carbónica
ISEP	Instituto Superior de Engenharia do Porto
NIST	National Institute of Standards and Technology
PNAEE	Plano nacional de acção para a eficiência energética
QREN	Quadro de referência estratégica nacional
SGCIE	Sistema de gestão de consumo de energia
tep	Tonelada equivalente de petróleo

Variáveis

Variável	Descrição	Unidades
A	Fracção de cinzas inertes no combustível	-
C	Concentração	mg/Nm ³
C _{cf}	Fracção em peso do combustível nas cinzas de fundo	-
C _{cv}	Fracção em peso do combustível nas cinzas voláteis	-
C _p	Calor específico	kJ/(Kg.K)
D	Produto de topo coluna de destilação	Kg/h
F	Alimentação da coluna de destilação	Kg/h
F _{cf}	Fracção em peso das cinzas de fundo em relação ao total de inertes	-
F _{cv}	Fracção em peso das cinzas volantes em relação ao total de inertes	-
h _L	Entalpia de líquido saturado	kJ/(Kg.K)
h _v	Entalpia de vapor saturado	kJ/(Kg.K)
H _v	Entalpia de vapor sobreaquecido	kJ/(Kg.K)
m	Massa	Kg, g

Variável	Descrição	Unidades
\dot{m}	Caudal mássico	Kg/h
MM	Massa molecular	g/mol
P	Percentagem mássica	(%)
P _{c_v}	Perdas de energia associadas ao combustível nas cinzas volantes	(%)
P _{c_f}	Perdas de energia associadas ao combustível nas cinzas de fundo	(%)
PCI	Poder calorífico inferior	kJ/Kg
P _{c_o}	Perdas associadas aos inqueimados nos gases de combustão	(%)
P _{c_g}	Perdas associadas ao calor sensível nos gases de combustão	(%)
P _{H₂O}	Perdas associadas à entalpia de vapor de água nos gases	(%)
P _r	Perdas por radiação, convecção e outras perdas não contabilizáveis nas caldeiras	(%)
P _v	Percentagem volumétrica	(%)
q _F	Capacidade de adsorção	Kg/Kg
Q	Potência térmica	kJ/h
W	Produto de cauda da destilação	Kg/h
S	Massa de carvão no leito de adsorção	Kg
t	Tempo	min, h
T	Temperatura	K, °C
V	Volume	L
x	Fracção mássica	-

Letras gregas

Variável	Descrição	Unidades
ρ	Massa volúmica	Kg/m ³ , Kg/dm ³
Δ	Variação	-
η	Eficiência	(%)

1. Introdução

1.1. Enquadramento

A presente dissertação foi elaborada no âmbito da disciplina de Dissertação/Estágio (DIEST), para conclusão do Mestrado em Engenharia Química, no ramo de Optimização Energética na Indústria Química.

O trabalho foi desenvolvido na empresa A, tendo como principal objectivo a avaliação do desempenho da unidade de recuperação de solventes. A unidade de recuperação de solventes encontra-se directamente associada à unidade fabril, sendo o local onde são tratados os efluentes gasosos provenientes desta mesma unidade.

1.2. Objectivos

Tendo como objectivo geral a avaliação do desempenho da unidade de recuperação de solventes da empresa A, primeiramente foi necessário efectuar o reconhecimento da instalação, estudando o seu modo de funcionamento e principais processos envolvidos.

Estudaram-se as unidades de adsorção e de destilação da unidade de recuperação de solventes, tendo-se determinado a percentagem de recuperação de solvente relativa ao solvente gasto na unidade fabril.

Efectuaram-se balanços de massa às colunas de destilação e com base na caracterização das várias correntes, fizeram-se utilizou-se o software *Aspen Plus* para estudar condições de funcionamento da instalação que permitissem obter uma maior pureza de solventes, bem como menor consumo energético.

Procedeu-se ao levantamento energético da unidade de recuperação de solventes, verificando os consumos de energia da instalação. Determinou-se também a eficiência da caldeira de termofluido, tentando estudar a possibilidade de melhoria da sua eficiência energética e se seria possível, ou não, a adaptação do equipamento existente às condições estudadas.

1.3. Organização da dissertação

Este relatório foi estruturado em 5 capítulos.

O capítulo 2 está subdividido em três subcapítulos. No subcapítulo 2.1 encontra-se uma breve descrição sobre a recuperação de solventes na indústria. No subcapítulo 2.2 são descritas as tecnologias de recuperação existentes na unidade de recuperação de solventes da empresa A. No subcapítulo 2.3 é feita a descrição detalhada do processo de recuperação de solventes.

No capítulo 3 pode-se ver o estudo relativo à avaliação da unidade de recuperação, isto é, o estudo detalhado de cada uma das principais etapas de recuperação e purificação de solventes (adsorção e destilação). No subcapítulo 3.3 apresenta-se o estudo do desempenho global da instalação.

No capítulo 4 apresenta-se um estudo de otimização ao sistema de destilação, manipulando diferentes variáveis e verificando a sua influência na composição das correntes obtidas, assim como consumos energéticos envolvidos.

No capítulo 5 é apresentado o levantamento energético da unidade de recuperação de solventes, tendo em vista a identificação dos principais consumidores de energia e a implementação de algumas possíveis alterações nos equipamentos.

No capítulo 6 faz-se o resumo de todas as conclusões obtidas e apresentam-se algumas propostas para trabalhos futuros.

2. Recuperação de solventes

Vivemos numa sociedade em que existe uma preocupação crescente pela conservação do meio ambiente.

Na empresa A existe a produção de compostos orgânicos voláteis (COV). Em termos de regulamentação a empresa encontra-se abrangida pelos decretos-leis 78/2004; 127/2013, Portaria 80/2006 e Licença Ambiental nº XXXXXX, estando sujeita a um valor limite de emissão de COV de 100 mg/Nm³. Foi também da necessidade de satisfazer este requisito ambiental que surgiu a Unidade de Recuperação de Solventes.

A unidade de recuperação de solventes é uma unidade que permite purificar a corrente de efluentes gasosos produzidos na empresa A e fazer o reaproveitamento dos solventes nela contidos. Alguns subprodutos não se pretendem recuperar, pelo que são posteriormente incinerados, numa unidade destinada a esse mesmo efeito.

A incineração total dos COV era outra opção para a necessidade do tratamento dos efluentes gasosos produzidos na empresa A, contudo pensou-se que a criação da unidade de recuperação de solventes seria mais interessante a nível económico uma vez que permite a reutilização dos solventes.

O solvente tratado é proveniente essencialmente das unidades de impressão por rotogravura e das unidades de complexagem de filmes. A descrição detalhada destes processos encontra-se no Anexo A.

2.1. Aspectos gerais sobre recuperação de solventes na indústria

O investimento em unidades de recuperação de solventes na indústria tem vindo a aumentar nos últimos anos. Este aumento tem vindo a acontecer, porque para além de permitir a resolução de um problema ambiental, pode igualmente ser uma solução economicamente interessante, uma vez que promove a reutilização de solvente.

Podem ser utilizadas por qualquer empresa que considere a hipótese de recolha de solventes dos circuitos de evaporação para reutilização, com um interesse especial nas seguintes áreas industriais:

- Processos de impressão;
- Operações de limpeza de superfícies;

- Processos de pintura;
- Fabricação de revestimentos, vernizes, tintas e adesivos [4].

Para verificar se a implementação de um sistema de recuperação de solventes é economicamente interessante devem ser tidos em conta vários factores:

- A quantidade de solventes na corrente gasosa;
- A pureza necessária para reutilizar os solventes;
- A possibilidade de reutilizar uma mistura, sem separação de todos os componentes [4].

Existem sistemas simples para recuperação de solventes, e outros sistemas de recuperação que podem ser mais complexos, e consequentemente, mais dispendiosos.

Contudo, apesar de mais dispendiosos, muitas vezes esses sistemas são utilizados devido à complexidade da composição dos efluentes gasosos emitidos e às necessidades do processo em solventes com elevada pureza. A análise da viabilidade deve considerar o investimento necessário para instalar a unidade de recuperação de solventes, assim como gastos de manutenção e custos inerentes a eletricidade, combustíveis, vapor e outros que possam ser necessários.

Usualmente este tipo de unidades acaba por ser vantajoso em unidades que consumam altas quantidades de solventes e a maioria destes seja evaporada durante o processo. Este é o caso da empresa A, em que diariamente são consumidos aproximadamente 5000 L de acetato de etilo.

A dimensão e o custo de uma instalação de recuperação de solventes estão directamente relacionados com o caudal volumétrico de efluentes a tratar. Por sua vez, a sustentabilidade e eficiência da tecnologia de recuperação são altamente dependentes da concentração de solventes na corrente a tratar. Quanto maior a concentração de solventes, maior será a eficiência do sistema [4].

2.2. Tecnologias de recuperação de solventes

A selecção técnica mais apropriada para o desenho de um sistema de recuperação de solventes deve considerar vários factores, como a quantidade de solventes a tratar, o tipo de solventes e as impurezas contidas na corrente de efluentes gasosos.

É importante conhecer as propriedades dos solventes em questão, entre as quais os pontos de ebulição e de congelação, a solubilidade na água e noutros líquidos, a

capacidade de serem adsorvidos e riscos inerentes como a temperatura de ignição, os limites superiores e inferiores de explosividade, entre outros.

Existem várias técnicas disponíveis para este tipo de recuperação, nomeadamente a adsorção, absorção, condensação e sistemas de membranas. Os sistemas de membrana têm vindo a ser utilizados para este efeito mais recentemente.

Na tabela 2.1 indicam-se as gamas de aplicação típicas de cada uma das técnicas mais comuns no que diz respeito a caudais volumétricos e concentração de solventes nas correntes a tratar.

Tabela 2.1 - Tecnologias disponíveis de recuperação de solventes em função dos caudais e da concentração de solvente [4]

Tecnologia	Caudal (m³/h)	Concentração de solvente (mg C/m³)
Adsorção	100 – 500 000	500 – 10 000
Condensação através de refrigerante	5 000 – 100 000	100 – 50 000
Condensação criogénica	10 – 5 000	5 000 – 50 000
Absorção	100 – 20 000	500 – 10 000

A tecnologia adoptada na empresa A é a adsorção.

Adicionalmente, para que os solventes possam ser reutilizados, pode ser necessária a sua purificação ou separação (caso se recupere uma mistura de solventes) utilizando para tal processos de destilação, como é o exemplo da empresa A. Por essa razão, seguidamente, detalham-se alguns aspectos principais destas duas tecnologias: adsorção e destilação.

2.2.1. Adsorção

A adsorção pode ser dividida em dois tipos diferentes: a adsorção química e a adsorção física.

A adsorção física é um fenómeno superficial em que as moléculas de um ou mais constituintes (adsorvatos) da fase fluida são reversivelmente retidas na superfície de um sólido (adsorvente) por forças de Van der Waals, formando uma camada (monocamada) ou multicamadas de moléculas. É importante que a substância adsorvente possua uma grande área superficial dado que este é um fenómeno que ocorre à superfície do adsorvente.

O adsorvente deve ser escolhido tendo em conta a aplicação a que se destina, devendo ser feito um estudo prévio, tendo em vista a optimização do processo. A capacidade de adsorção de um dado material é variável, dependendo da temperatura e da pressão.

Na adsorção química existe interacção entre as moléculas do adsorvato e a superfície do sólido, formando uma ligação química, embora não se possa dizer que existe a formação de um novo composto. O calor libertado neste caso é muito elevado, sendo na maior parte das vezes a reacção irreversível. Neste caso a adsorção dá-se somente em monocamada.

A adsorção pode realizar-se em diversas formas de contacto, leito fixo, leito móvel ou vaso agitado.

No caso da empresa A a adsorção é feita em leito fixo, assim como na maioria dos sistemas de recuperação de solventes em que esta se faz por adsorção.

Por norma, os adsorventes vão adsorvendo logo que o solvente entra em contacto com o mesmo, pelo que os adsorventes tendem a obter diferentes níveis de saturação ao longo do leito.

Na figura 2.1 está representada a evolução da zona de transferência de massa no leito fixo de adsorção à medida que o leito vai ficando saturado.

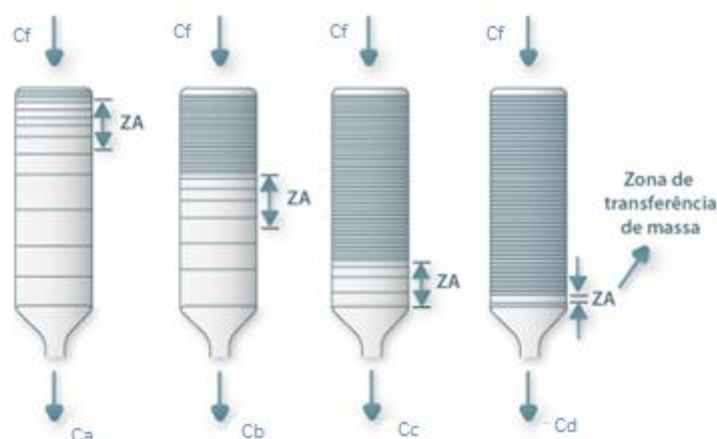


Figura 2.1 - Zona de transferência de massa em função do grau de saturação do leito de carvão activado
[5]

Na representação mais à esquerda o leito ainda não está saturado, pelo que a adsorção se começa a dar na zona de alimentação dos gases, no topo da coluna. À medida que o leito vai ficando saturado na zona de alimentação, a zona de transferência de massa vai descendo para a região inferior do leito, até que o leito fica totalmente saturado, como se pode verificar na representação mais à direita. O leito, quando completamente saturado, deve ser regenerado.

A equação 2.1. traduz o balanço material a um leito de adsorção

$$\dot{Q} \times (C_F - C_S) \times t_B = S \times q_F \quad (2.1)$$

em que \dot{Q} (m^3/h) representa o caudal de efluente gasoso alimentado, C_F a concentração de poluente à entrada do leito, e C_S a concentração de poluente à saída do leito de adsorção, ambas expressas em mg/m^3 . t_B refere-se ao tempo estequiométrico, enquanto S é a quantidade (kg) de adsorvente existente no leito de adsorção e q_F a capacidade do adsorvente para adsorver o poluente em questão, em mg/kg .

Na figura 2.2 está representada a curva de rutura onde se pode observar o ponto de rutura, *breakthrough*, de um leito de adsorção. Neste tipo de gráfico, representa-se a concentração de adsorvato na corrente de saída da coluna ao longo do tempo, observando-se o aumento dessa concentração, à medida que o leito fica saturado, até se observar, à saída, uma concentração igual à concentração da alimentação. Na figura 2.2 apresenta-se também a curva de rutura para um sistema ideal, representada por um degrau positivo de concentração, entre o valor de zero e o valor da concentração da alimentação.

O ponto de rutura é habitualmente definido como o ponto em que a concentração de adsorvato na corrente de saída do leito começa a ser detectável (neste caso, em função do limite de detecção do equipamento analítico utilizado) ou como o ponto em que essa concentração atinge uma percentagem pré-estabelecida da concentração da alimentação (por exemplo 5%).

No caso da instalação em estudo, o adsorvente utilizado é o carvão activado, e os adsorvatos são o acetato de etilo, etanol, metoxipropanol, isopropanol, N-propanol, etoxipropanol, acetato isopropílico e acetato de propilo, ocorrendo adsorção física, em leito fixo.

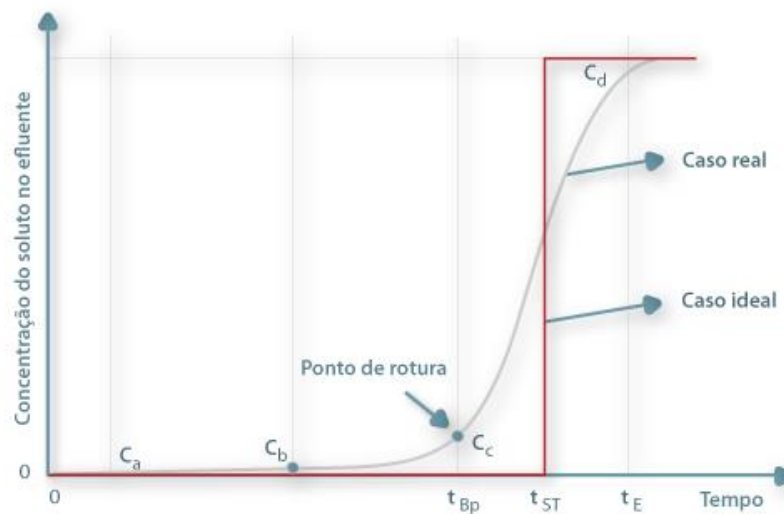


Figura 2.2 - Curva de saturação característica de um adsorvente em leito fixo [5]

Uma etapa de adsorção implica uma etapa de regeneração. Basicamente, a regeneração serve para remover o adsorvato do adsorvente. Neste caso, destina-se a recuperar o solvente que ficou retido no carvão activado. A regeneração neste tipo de instalações pode ser feita utilizando vapor ou gás inerte. No caso da empresa A utiliza-se o azoto.

O carvão é regenerado *in situ* para posterior recuperação dos solventes.

A nível industrial, o mais comum é a utilização de vários leitos de adsorção em paralelo. No caso da unidade de recuperação de solventes, existem cinco leitos em paralelo, de modo a que enquanto um é regenerado os restantes quatro continuem a adsorver. Como a adsorção é contínua e cíclica, nunca nenhum leito atinge o seu limite de saturação.

De notar ainda que na unidade de recuperação de solventes existe um leito adicional que contém peneiros moleculares cuja função é reter a água que possa existir na corrente de solventes, durante a fase de regeneração.

2.2.2. Destilação

2.2.2.1. Destilação fraccionada

A destilação é um processo de separação utilizado habitualmente para a purificação de correntes de processo. Separa-se uma mistura (líquida ou gasosa) em duas correntes de diferente composição, através da diferença de pontos de ebulição.

O composto com um ponto de ebulição mais baixo, ou seja, que volatiliza mais rapidamente, é removido no topo da coluna de destilação como produto de topo ou destilado. Por sua vez o líquido removido na zona inferior da coluna é concentrado nas substâncias com ponto de ebulição mais alto, ou seja, menos voláteis. Esta corrente, obtida na zona inferior da coluna, é conhecida como produto de cauda ou resíduo.

Para a vaporização dos compostos mais voláteis se dar é necessário o aquecimento da coluna de destilação, numa zona conhecida como reebulidor, onde é comum utilizar vapor de água saturado. O produto de topo é condensado na zona superior da coluna, normalmente utilizando água de arrefecimento.

Na figura 2.3. esquematiza-se uma coluna de destilação.

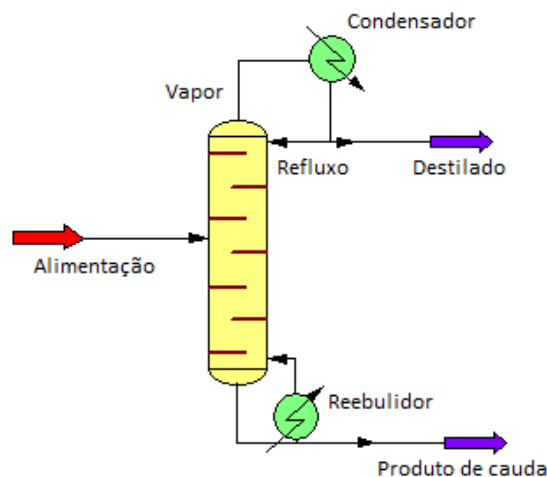


Figura 2.3 - Esquema de uma coluna de destilação do tipo fraccionado

Podem efectuar-se vários balanços a colunas de destilação: de massa (globais ou por componente) e de energia.

O balanço de massa global a uma coluna de destilação pode ser traduzido pela equação 2.2.

$$F = D + W \quad (2.2)$$

em que F representa a corrente de alimentação à coluna, e D e W as correntes do produto de topo e do produto de cauda, respectivamente.

O balanço ao componente é descrito pela equação 2.3.

$$F \cdot x_{Fi} = D \cdot x_{Di} + W \cdot x_{Wi} \quad (2.3)$$

em que x_{ji} representa a fracção mássica do componente i na corrente j.

O balanço energético pode ser descrito pela equação 2.4.

$$F \cdot h_F + Q_R = D \cdot h_D + W \cdot h_W + Q_C \quad (2.4)$$

em que h_j representa a entalpia da corrente j , Q_R representa a quantidade de calor fornecida no reebulidor da coluna e Q_C , a quantidade de calor removida no condensador. A equação 2.4 considera desprezáveis as perdas de calor para o exterior.

Nas colunas de destilação fraccionada, a mistura é introduzida sensivelmente a meio da coluna. O líquido desce ao longo da coluna, e contacta em contracorrente com o vapor obtido no reebulidor e que ascende na coluna. Com este contacto, o líquido fica cada vez mais rico no componente menos volátil enquanto o vapor fica cada vez mais rico no componente mais volátil.

O vapor que chega ao topo da coluna é condensado, voltando uma parte à coluna, como refluxo, e sendo a outra parte retirada sob a forma de destilado. Na generalidade dos casos, o líquido que chega ao reebulidor é apenas parcialmente vaporizado, sendo o resíduo líquido retirado da coluna.

Estas colunas são constituídas por vários pratos que visam aumentar a área e o tempo de contacto. A configuração dos pratos visa igualmente evitar o arrastamento da fase líquida pelo vapor, ou vice-versa [6].

Na situação em estudo utiliza-se um sistema de destilação fraccionada para se obter uma corrente de acetato de etilo (com uma pureza aproximada de 99,3%), como produto de cauda, e uma mistura de solventes (etanol, isopropanol e acetato de etilo) como produto de topo.

2.2.2.2. Equilíbrio líquido-vapor acetato de etilo – etanol

As correntes de solvente a recuperar são constituídas maioritariamente por acetato de etilo e etanol. Estes compostos são difíceis de separar, uma vez que para além de possuírem pontos de ebulição bastante próximos à pressão atmosférica (77,2 e 78,31°C, respectivamente), podem formar uma mistura azeotrópica a esta mesma pressão, como se mostra na figura 2.4.

Entende-se por mistura azeotrópica uma mistura em que a fase líquida e a fase gasosa têm uma composição idêntica, sendo impossível separar os componentes da mistura para além do ponto em que isso acontece. Por essa razão, a separação das

misturas azeotrópicas não pode ser feita recorrendo a um processo de destilação simples a pressão atmosférica [7].

Quando o ponto de ebulição da mistura azeotrópica é maior que o dos compostos puros, diz-se que a mistura é de temperatura mínima. Quando este ponto de ebulição é inferior ao dos compostos puros, diz-se que a mistura é de temperatura máxima.

No caso em estudo (acetato de etilo-etanol), a mistura diz-se de temperatura mínima uma vez que o seu ponto de ebulição é de 71,81°C à pressão atmosférica. (Figura 2.5)

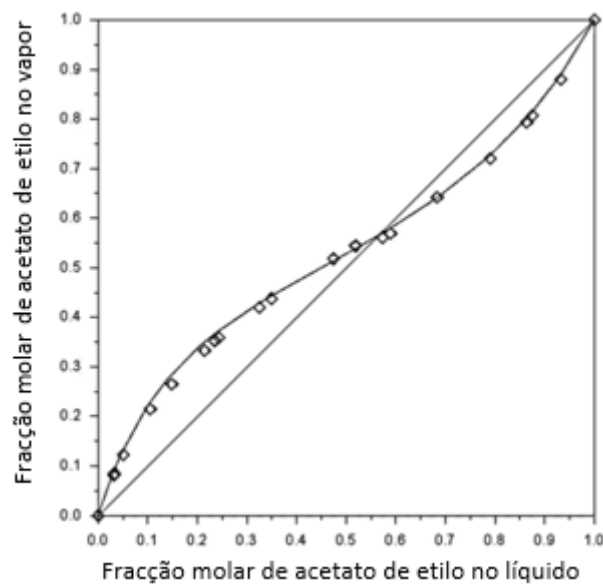


Figura 2.4 - Diagrama de equilíbrio líquido-vapor do sistema acetato de etilo-etanol à pressão atmosférica [8]

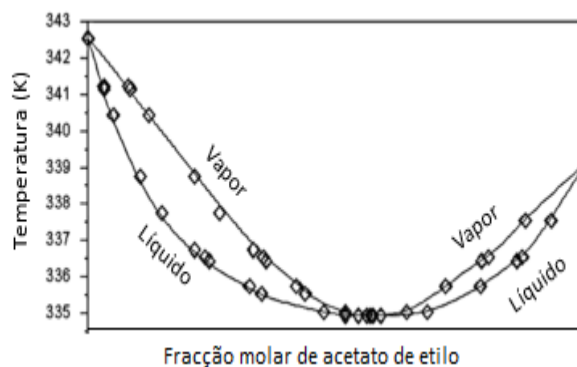


Figura 2.5 - Diagrama de temperatura-composição à pressão atmosférica para o sistema acetato de etilo-etanol [8]

2.3. Funcionamento da unidade de recuperação de solventes

Como já referido anteriormente, a empresa A labora continuamente desde as 8h00 da manhã de segunda-feira até às 8h00 de sábado, sendo acompanhada pelo funcionamento da unidade de recuperação de solventes de modo a garantir que todos os efluentes provenientes das máquinas serão tratados. Ocasionalmente existem períodos em que é necessário estender a produção durante o fim-de-semana ou em que é feita a paragem em feriados.

Como a unidade de destilação processa um caudal superior ao caudal obtido na regeneração dos leitos de carvão activado, o período de funcionamento da destilação é menor (cerca de 3 dias por semana).

Como se descreve no Anexo A, cada unidade de impressão possui uma estufa onde circula ar quente de modo a promover maior rapidez na secagem da tinta. Nas estufas dá-se a evaporação do solvente, sendo que o vapor resultante é enviado para a unidade de recuperação de solventes. A estufa possui também duas aberturas da zona inferior, de modo a permitir a circulação do filme polimérico impresso, existindo algumas perdas de solvente por esta zona.

Por outro lado, como o solvente é misturado com a tinta num recipiente situado na zona inferior da unidade de impressão e este recipiente é aberto, perde-se também algum solvente por esta zona.

Por esta e outras razões, é impossível recuperar todo o solvente utilizado.

A corrente aspirada contém maioritariamente acetato de etilo e etanol, podendo ainda conter concentrações variáveis de isopropanol, acetato isopropílico, etoxipropanol, propanol, metoxipropanol e metiletilcetona.

2.3.1. Admissão da corrente gasosa proveniente da fábrica e adsorção dos solventes

A corrente gasosa proveniente da fábrica é conduzida até à unidade de recuperação de solventes através de um sistema de aspiração.

O sistema de aspiração é constituído por dois ventiladores iguais, sendo o ar (contendo os solventes) aspirado das estufas das unidades de impressão e complexagem a uma temperatura de aproximadamente 60°C.

A temperatura da corrente vai diminuindo devido a perdas de calor por convecção e radiação para a atmosfera, contudo só baixa até aproximadamente 45°C. À entrada da unidade de recuperação de solventes existem duas serpentinas nas quais circula água de refrigeração que permite baixar a temperatura dos efluentes gasosos de 45°C para temperaturas entre 30 e 35°C.

A corrente gasosa também passa por um filtro, de modo a reter possíveis partículas suspensas.

A corrente arrefecida dirige-se para os leitos de adsorção. Os leitos são constituídos por carvão ativado, na superfície do qual ficam retidos os diferentes compostos presentes na corrente proveniente da produção. A concentração de solvente contida na corrente gasosa, alimentada à unidade de adsorção é em média de 3,7g /Nm³ (expressa como COT).

O ar purificado, que deve ter um teor máximo de 100 mg/Nm³ (COT), é encaminhado para uma chaminé, sendo libertado para a atmosfera. A análise dos compostos orgânicos totais é feita por cromatografia gasosa contínua, com um detector de ionização com chama (FID).

A instalação é dotada de cinco leitos de adsorção, cada um com uma quantidade máxima de 9000 kg de carvão ativado. Quatro destes leitos estão em funcionamento contínuo, em paralelo, enquanto um é regenerado.

Existe ainda outro leito que contém peneiros moleculares, que têm como objectivo a retenção da maior parte da água existente nos solventes aquando da regeneração dos leitos [9].

Na figura 2.6. pode-se observar uma representação esquemática do circuito percorrido pela corrente gasosa, desde a aspiração na fábrica até à sua libertação para a atmosfera.

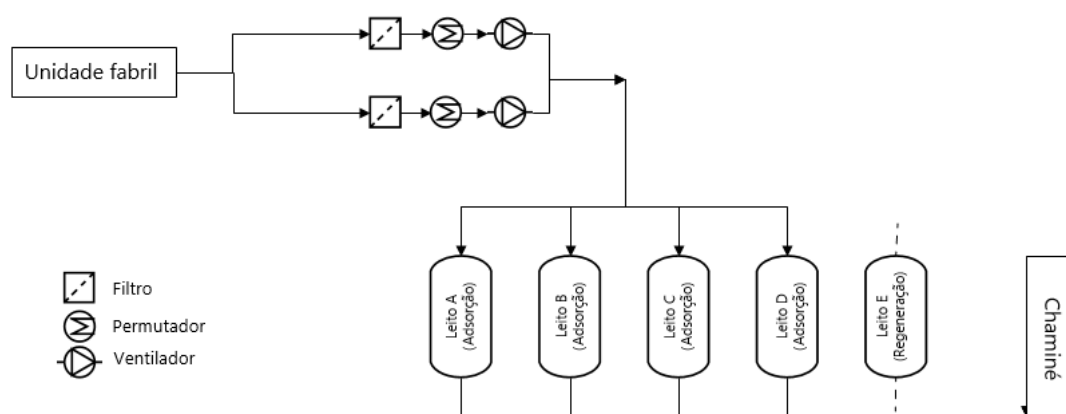


Figura 2.6 - Esquema ilustrativo da admissão e adsorção na unidade de recuperação de solventes

2.3.2. Regeneração dos leitos de adsorção

No processo de regeneração recuperam-se os solventes adsorvidos pelo carvão.

A regeneração de cada leito de adsorção pode ser iniciada automaticamente quando a concentração da corrente de saída atinge 100 mg/Nm^3 . Em alternativa a regeneração pode ser programada, estabelecendo a duração de cada etapa de adsorção (serviço).

A primeira etapa é a inertização do leito com uma corrente de azoto (a cerca de 40°C), tal como se pode verificar pela figura 2.7.

Segue-se uma etapa em que se faz o aquecimento de uma corrente de azoto pré-aquecido até 200°C (que promove a dessorção dos solventes). A corrente de azoto quente, carregada de solvente e água segue para a etapa de condensação dos adsorvatos removidos (solventes).

A condensação é feita em duas etapas. Numa fase inicial produz-se uma corrente de água (humidade presente no sistema), como se pode ver figura 2.8. Posteriormente é condensada uma mistura de solventes (figura 2.9), que é acumulada num reservatório antes de ser destilada (TK-300).

Durante a inertização faz-se passar o azoto pelo carvão ativado durante aproximadamente 5 minutos, de modo a remover a maior parte do oxigénio que possa estar presente. O nível de oxigénio deve ser reduzido até 2 a 3%. Esta é uma etapa importante do processo uma vez que a mistura de solventes, no estado gasoso, com o ar é considerada uma mistura inflamável.

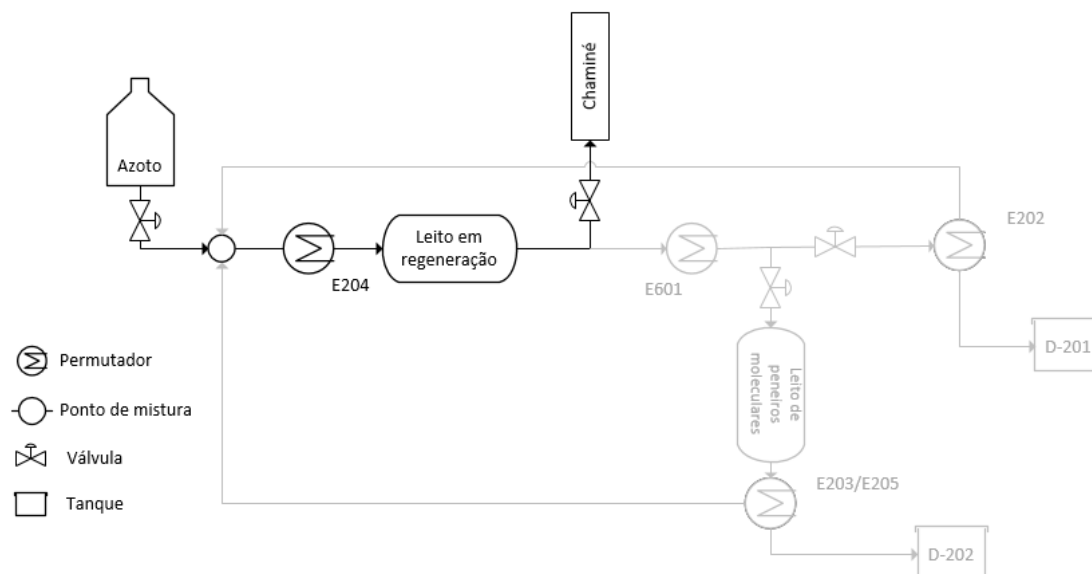


Figura 2.7 - Esquema ilustrativo da etapa de inertização da linha de adsorção

Estando o nível de oxigénio no intervalo definido, dá-se o início do processo de aquecimento. O aquecimento é feito com azoto à temperatura de cerca de 200°C e à pressão de 0,4 barg. Este azoto é aquecido num permutador de calor (E204). Este permutador dispõe de duas secções, usando dois fluidos de aquecimento: vapor a 9 bar e 180°C, e óleo térmico a 260°C e 3 barg. O vapor é proveniente da unidade de cogeração da empresa, enquanto o óleo térmico circula num circuito fechado acoplado à unidade de recuperação de solventes, sendo dotado de uma caldeira própria.

A corrente de azoto contendo os compostos dessorvidos passa sequencialmente por dois permutadores de calor a fim de ser arrefecida. O primeiro permutador (E601) usa água de arrefecimento e o segundo (E203 ou E202) utiliza uma mistura de água-glicol. Esta mistura água-glicol é obtida num Chiller a -15°C.

Na primeira fase, como já havia sido referido, procede-se à condensação da água. Neste caso o segundo permutador (E202) é alimentado com uma mistura água-glicol a uma temperatura entre 2 e 5°C. Neste permutador a água é condensada e depois armazenada num reservatório. Este processo demora aproximadamente 15 minutos. Esta água pode estar contaminada com vestígios de solvente, pelo que o seu tratamento teria custos inerentes. Por esta razão a água é armazenada e posteriormente evaporada e realimentada aos leitos de adsorção, evitando o recurso a outro tipo de tratamentos para a água. De notar que a mistura água-glicol sai do Chiller a aproximadamente -15°C mas entra no permutador a uma temperatura entre 2 e 5°C devido à existência de um compressor que faz aumentar a temperatura e pressão do fluido.

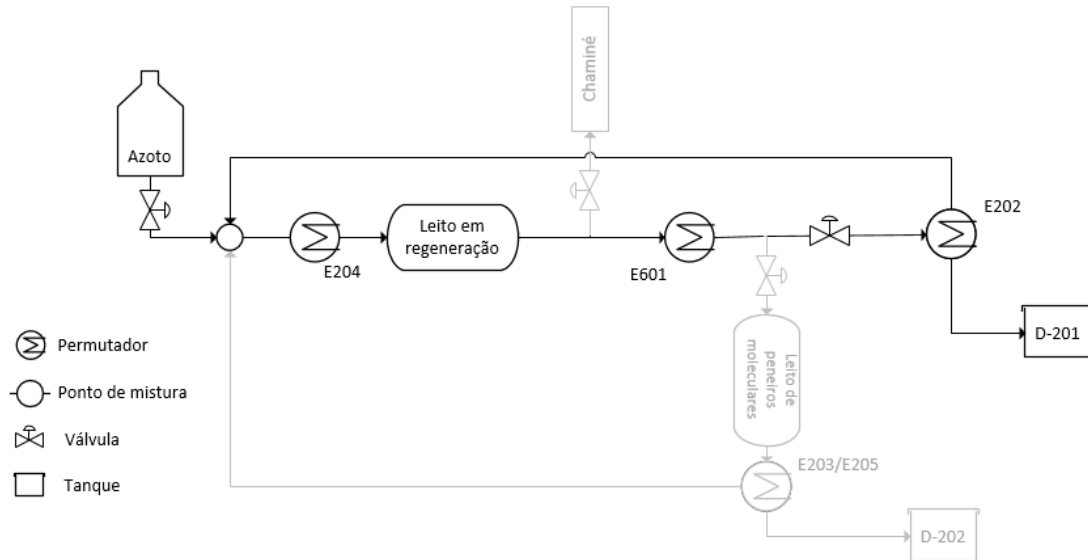


Figura 2.8 - Esquema ilustrativo da fase de condensação de água

Numa segunda fase, em que se dá a condensação de solvente, a corrente de azoto proveniente do primeiro permutador é alimentada a outro permutador (E205/E203). Este permutador inclui três zonas de troca de calor: duas de arrefecimento e uma de aquecimento da corrente gasosa. A primeira zona de arrefecimento (E205-A) utiliza uma mistura água-glicol que circula num sistema de bomba de calor.

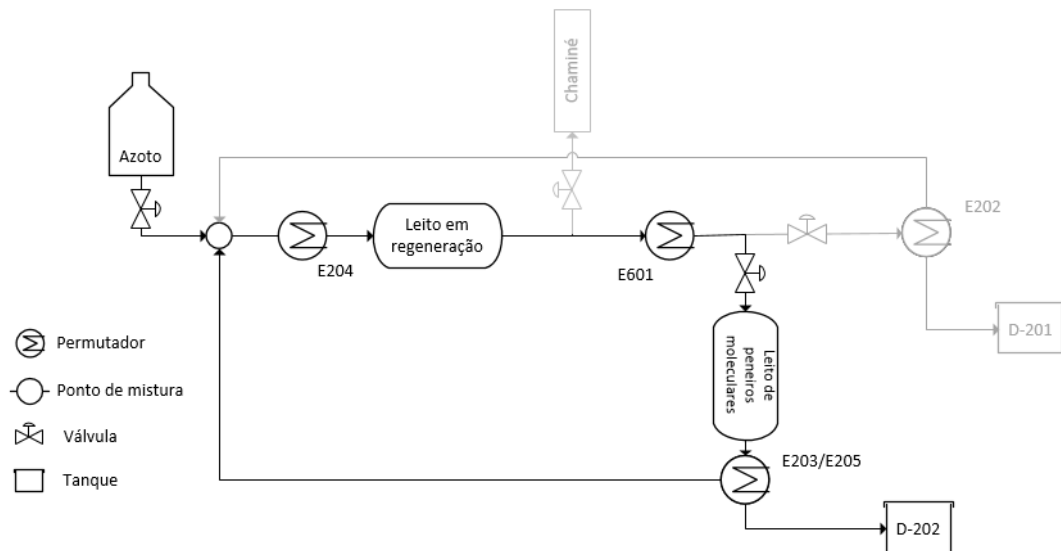


Figura 2.9 - Esquema ilustrativo da fase de condensação de solvente

Esta mesma mistura é usada na zona de aquecimento para voltar a aquecer a corrente de azoto, após a condensação dos solventes (E205-B). A segunda zona de arrefecimento (E203) da corrente de azoto neste mesmo permutador funciona com uma mistura água-glicol a -15°C , proveniente directamente do Chiller. Antes de ser

alimentada ao permutador, a corrente passa por um leito constituído por peneiros moleculares, em que é adsorvida alguma água que ela ainda possa conter.

O solvente é condensado para o tanque D-202, sendo posteriormente enviado para o tanque de armazenamento TK-300.

2.3.3. Destilação

Na instalação em estudo existem duas colunas de destilação, cuja alimentação se faz conforme é esquematizado na figura 2.10.

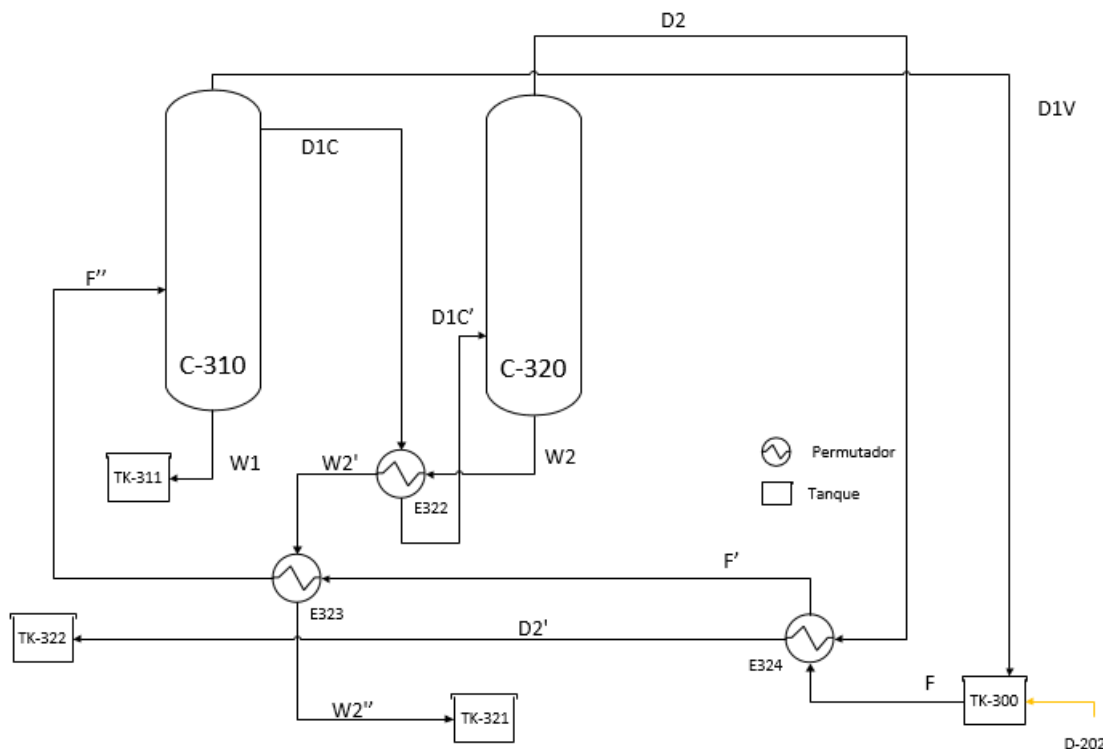


Figura 2.10 – Esquema da unidade de destilação da unidade de recuperação de solventes

Na coluna de destilação C-310 o produto de cauda é um resíduo (W₁) que mais tarde será incinerado, sendo retirado diretamente para um reservatório (TK-311). O produto de topo na fase líquida (D_{1C}), destilado líquido, é alimentado à segunda coluna (C-320), na qual se retira acetato de etilo com elevada pureza como produto de cauda (W₂), e a mistura de solventes (rica em acetato de etilo e etanol) como produto de topo (D₂). Esta mistura sai a uma temperatura próxima de 138 °C e é alimentada (como fluído de aquecimento) ao reebulidor da coluna C-310, onde é condensada. Por sua vez, o

aquecimento do reebulidor da coluna C-320 é feito com vapor a 9 bar e 180°C, vindo de uma das caldeiras de vapor da unidade de cogeração da empresa A.

A coluna C-310 possui um condensador parcial no topo, sendo este alimentado com água de arrefecimento. A corrente de vapor (D_{1V}) é condensada num outro permutador que não será considerado para o sistema de destilação, e reenviada para o tanque de alimentação da coluna C-310 (TK-300).

A corrente de acetato de etilo de alta pureza (W_2) é aproveitada para aquecer a mistura proveniente da C-310 (D_{1C}), utilizando para tal um permutador de placas que funciona em contra-corrente (E322). Passa ainda por outro permutador do mesmo tipo (E323), onde pré-aquece a corrente de solventes (F) que é alimentada à coluna C-310, dirigindo-se então para o tanque de acetato de etilo (TK-321), onde fica armazenado. A mistura de solventes (D_2) é igualmente reaproveitada para também pré-aquecer a corrente F, sendo este o primeiro permutador onde a corrente F passa (E324). A mistura de solventes dirige-se então para o tanque de armazenamento respectivo (TK-322) [9].

A corrente de acetato de etilo de alta pureza (W_2) é aproveitada para aquecer a mistura proveniente da C-310 (D_{1C}), utilizando para tal um permutador de placas que funciona em contra-corrente (E322). Passa ainda por outro permutador do mesmo tipo (E323), onde pré-aquece a corrente de solventes (F) que é alimentada à coluna C-310, dirigindo-se então para o tanque de acetato de etilo (TK-321), onde fica armazenado. A mistura de solventes (D_2) é igualmente reaproveitada para também pré-aquecer a corrente F, sendo este o primeiro permutador onde a corrente F passa (E324). A mistura de solventes dirige-se então para o tanque de armazenamento respectivo (TK-322) [9].

Balanço de massa global:

São duas colunas de destilação, pelo que pode ser escrito um balanço para cada uma delas.

Para a coluna C-310, a equação 2.2 pode ser rescrita como

$$F = D_{1V} + D_{1C} + W_1 \quad (2.5)$$

Para a segunda coluna de destilação (C-320) pode escrever-se

$$D_{1C} = D_2 + W_2 \quad (2.6)$$

No entanto, como a quantificação de acetato de etilo (W_2), resíduo (W_1) e mistura de etanol (D_2) se dá somente no final do processo fará mais sentido efectuar um balanço global ao sistema de destilação, que pode ser escrito da seguinte forma:

$$F = D_{1V} + W_1 + W_2 + D_2 \quad (2.7)$$

D_2 e W_2 podem ser quantificados recorrendo ao *software* de monitorização da instalação. O resíduo, W_1 , pode ser quantificado aquando da sua remoção do tanque de armazenamento.

Balanço de massa ao componente:

A equação 2.3 pode aplicar-se à unidade global de destilação, para cada um dos componentes

$$F \times x_{i,F} = D_{1V} \times y_{i,D_{1V}} + W_1 \times x_{i,W_1} + W_2 \times x_{i,W_2} + D_2 \times x_{i,D_2} \quad (2.8)$$

em que x_i (na fase líquida) ou y_i (se a fase for de vapor) representa a fracção mássica do composto i na corrente em questão.

Balanço de energia:

Partindo da equação 2.7, e da equação 2.4, obtém-se:

$$F \times Cp_F \times (T_F - T_{ref}) + Q_{reb\ C-320} = D_{1V} \times Cp_{D_{1V}} \times (T_{D_{1V}} - T_{ref}) + W_1 \times Cp_{W_1} \times (T_{W_1} - T_{ref}) + W_2 \times Cp_{W_2} \times (T_{W_2} - T_{ref}) + Q_{cond\ C-310} \quad (2.10)$$

Para a escrita deste balanço de energia parte-se do pressuposto que o sistema de destilação é adiabático e não existe qualquer tipo de perdas de energia no mesmo.

3. Avaliação do desempenho da unidade de recuperação de solventes

Este capítulo será dividido nas duas principais etapas da unidade de recuperação de solventes, a adsorção e a destilação. Serão estudados diversos parâmetros em cada unidade, sendo esses mesmos descritos ao longo do texto.

3.1. Adsorção e regeneração

Como já havia sido referido, a unidade de adsorção da unidade de recuperação é constituída por 5 leitos de carvão activado, contendo cada um deles aproximadamente 9000 kg de carvão.

Fez-se a construção da curva de saturação de um leito de adsorção, e determinação visual do seu ponto de rutura, assim como o tempo necessário até atingir o mesmo.

Determinou-se também a quantidade de solvente retido no carvão por ciclo de adsorção, assim como a quantidade recuperada em cada regeneração.

3.1.1. Curva de rutura de um leito de adsorção

Como já foi referido anteriormente, nas curvas de saturação representa-se a concentração de adsorvato na corrente de saída do leito ao longo do tempo. Em condições normais não seria possível construir esta curva para os leitos de adsorção da unidade de recuperação, contudo ocorreu uma avaria na instalação que fez com que um dos leitos atingisse a saturação. Posteriormente, recorrendo ao arquivo do *software* de monitorização da instalação foi possível recolher as concentrações à saída do leito de adsorção em questão, em função do tempo.

Existe, porém, uma limitação na construção desta curva. O método de análise das correntes à saída dos leitos de adsorção possui um limite máximo de 1000 mg/Nm³, pelo que não foi possível obter leituras de COT, à saída do leito em questão, acima destas concentrações.

Os dados recolhidos podem ser consultados no anexo B.1, enquanto a curva de saturação construída a partir dos mesmos está presente na figura 3.1.

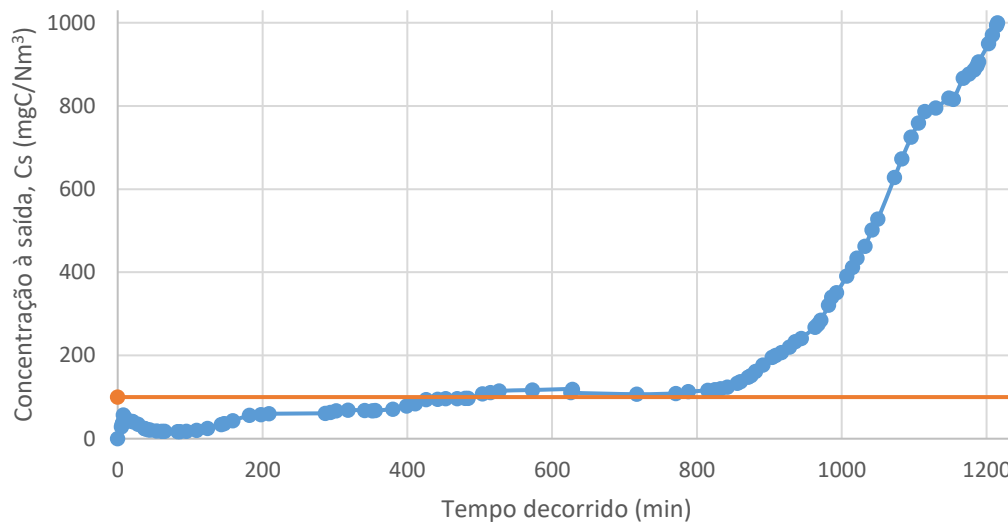


Figura 3.1 - Curva de saturação (rutura) de um leito de adsorção da unidade de recuperação

Como se pode verificar a curva de saturação (curva de rutura) para o leito que sofreu a avaria é semelhante ao teoricamente previsto. Pode-se verificar que o ponto de rutura ocorre perto dos 860 minutos, isto é, aproximadamente 14 horas e 20 minutos, quando a concentração à saída começa a subir de um modo acelerado. Para se garantir que a concentração não ultrapassa os 100 mg/Nm³ (COT) referidos, pode ser considerado aceitável um tempo de operação (t_{op}) de 12 horas.

3.1.2. Estimativa do solvente retido em cada ciclo de adsorção

Partindo da equação 2.1, é possível estimar a quantidade total de adsorvato retido no adsorvente num dado período de tempo.

A expressão obtida, a partir da equação 2.1. é:

$$m_{solvente} = Q \times (C_F - C_S) \times t_{op} \quad (3.1)$$

em que $m_{solvente}$ se refere à massa de solvente retida no ciclo de adsorção, expressa em miligrama.

Considerou-se o t_{op} de 12 horas, tendo-se verificando anteriormente que este é tempo médio entre a entrada de um leito de adsorção ao serviço e a sua nova regeneração.

Os valores estimados para a quantidade de solvente retido a cada ciclo de adsorção estão registados no anexo B.2.

A estimativa da quantidade média adsorvida em cada ciclo de adsorção foi de 918 kg (expressa em massa de carbono).

3.1.3. Quantificação do solvente recuperado em cada regeneração

Com o objectivo de quantificar o solvente recuperado em cada regeneração, mediu-se a quantidade de solvente que era descarregado no tanque TK-300 no final de cada regeneração.

Este estudo foi feito em dias em que a destilação estava parada, isto porque se esta estivesse em funcionamento o nível do tanque TK-300 estaria sempre a descer.

Então, verificou-se qual o volume contido no tanque TK-300 no final de uma regeneração, após verificar que já não estava a ocorrer descarga de solvente no mesmo. Registou-se o volume de solvente existente no tanque TK-300 no final da regeneração seguinte, quando se verificou que já não estava a ser descarregado solvente no mesmo. Este procedimento foi repetido em dias diferentes, de um modo aleatório, de modo a aumentar a fiabilidade dos resultados obtidos. O registo dos dados pode ser encontrado no anexo B.3.

O volume médio obtido para cada regeneração foi de 695 litros. Utilizando as composições das correntes em questão, assim como as propriedades dos compostos presentes no Anexo C, é possível converter o volume de solvente recuperado, V_{SR} , em massa, sabendo que:

$$m_{SR} = V_{SR} \times (x_i \cdot \rho_i + \dots) \quad (3.2)$$

em que x_i representa a fracção mássica do composto i e ρ_p representam a massa volúmica dos compostos i e p .

A massa obtida foi, então, de cerca de 614 kg.

3.2. Destilação

Para avaliar o funcionamento da unidade de destilação (esquematizada na figura 2.8) e verificar se se podem utilizar os solventes recuperados nesta unidade é feita a sua análise, no laboratório da empresa A. As amostras são recolhidas a cada turno, ou seja, a cada 8 horas, dos tanques TK-300 (Corrente F), TK-321 (Corrente W_2) e TK-322 (Corrente D2). O resíduo, W_1 , e a corrente D_{1C} (mistura de solventes alimentada à coluna C-320) não são analisados, pelo que a sua composição apenas pode ser

estimada a partir de balanços individuais a cada componente e a cada coluna de destilação.

As amostras são recolhidas em picagens existentes na instalação, presentes com esse mesmo objectivo. A análise é feita por cromatografia gasosa (GC), no laboratório de Controlo e Qualidade da empresa A.

3.2.1. Composição das várias correntes da unidade de destilação analisadas

Com base nos resultados das análises laboratoriais às correntes do processo de destilação anteriormente indicadas (F, W₂ e D₂), relativos ao período de Junho de 2015 a Junho de 2016 elaboraram-se os gráficos das figuras 3.2 a 3.4, que representam valores médios mensais.

Na figura 3.2 representa-se a composição da corrente de alimentação (F) à coluna C-310 para vários meses.

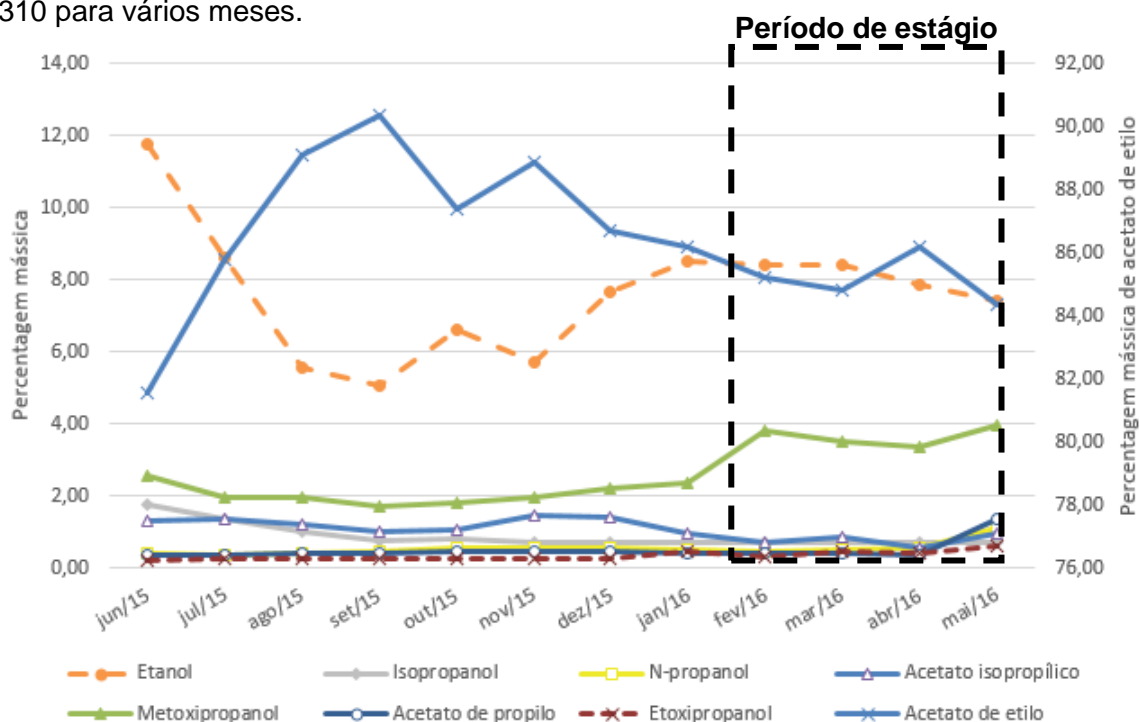


Figura 3.2 - Composição (% m/m) da mistura de solventes alimentada à coluna C-310 (corrente F), entre Junho de 2015 e Maio de 2016

A concentração de etanol tem vindo a estabilizar perto dos 8%, após uma quebra em meados de 2015. Esta quebra coincidiu, e é explicada, com a redução do seu consumo em relação ao consumo de acetato de etilo, que agora se situa relativamente estável na zona dos 84%.

A concentração de metoxipropanol teve um ligeiro aumento em Fevereiro de 2016, que coincide com o aumento da temperatura ambiente. Recentemente a fábrica sofreu remodelações que resultaram no aumento da área de produção industrial. Contudo os sistemas de climatização da mesma ainda não foram devidamente redimensionados pelo que se nota um aumento da temperatura no interior da unidade fabril. Este aumento da temperatura implica a necessidade de utilizar um outro tipo de solventes, que possua um ponto de ebulição mais alto, de modo a manter a viscosidade da tinta para o correcto funcionamento das unidades de impressão.

Todos os outros compostos podem ser encontrados em quantidades residuais, abaixo dos 2%, e com uma composição praticamente constante ao longo do tempo.

Na figura 3.3 representa-se a composição da corrente de resíduo da coluna C-320 (W_2) no período considerado.

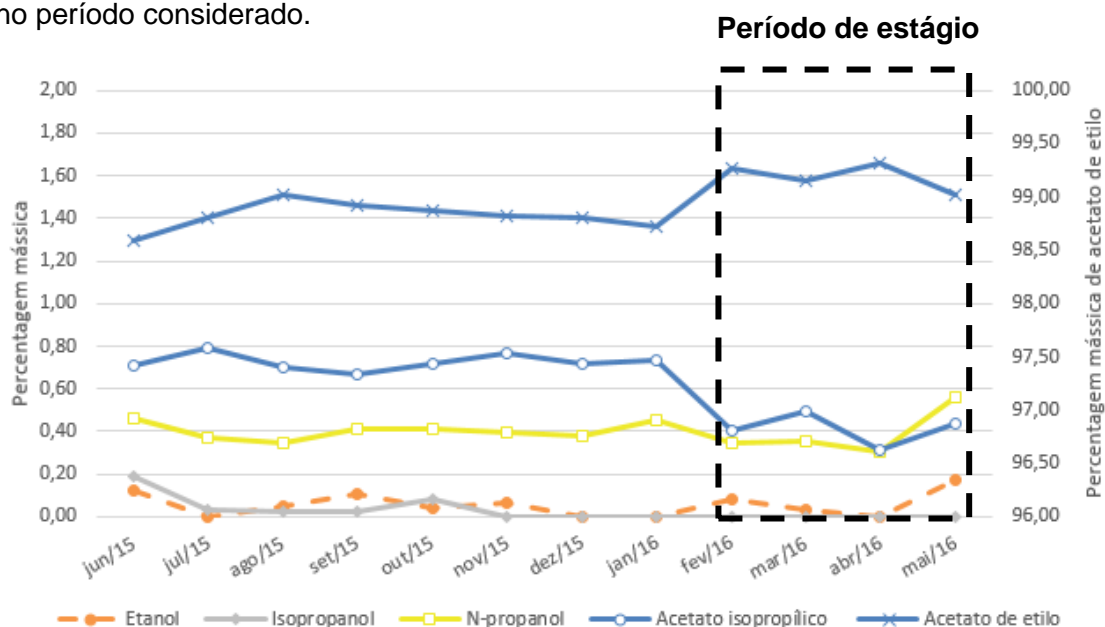


Figura 3.3 - Composição (% m/m) da corrente de fundo da coluna C-320 (corrente W_2), entre Junho de 2015 e Maio de 2016

Como seria de esperar o composto maioritário é o acetato de etilo, sendo que os outros compostos surgem em quantidades residuais (inferiores a 1%).

No período estudado foram obtidos valores entre os 99 e os 99,3 % para a percentagem mássica de acetato de etilo nesta corrente.

Na figura 3.4 representa-se a composição da corrente de destilado da coluna C-320 (D₂) no período considerado.

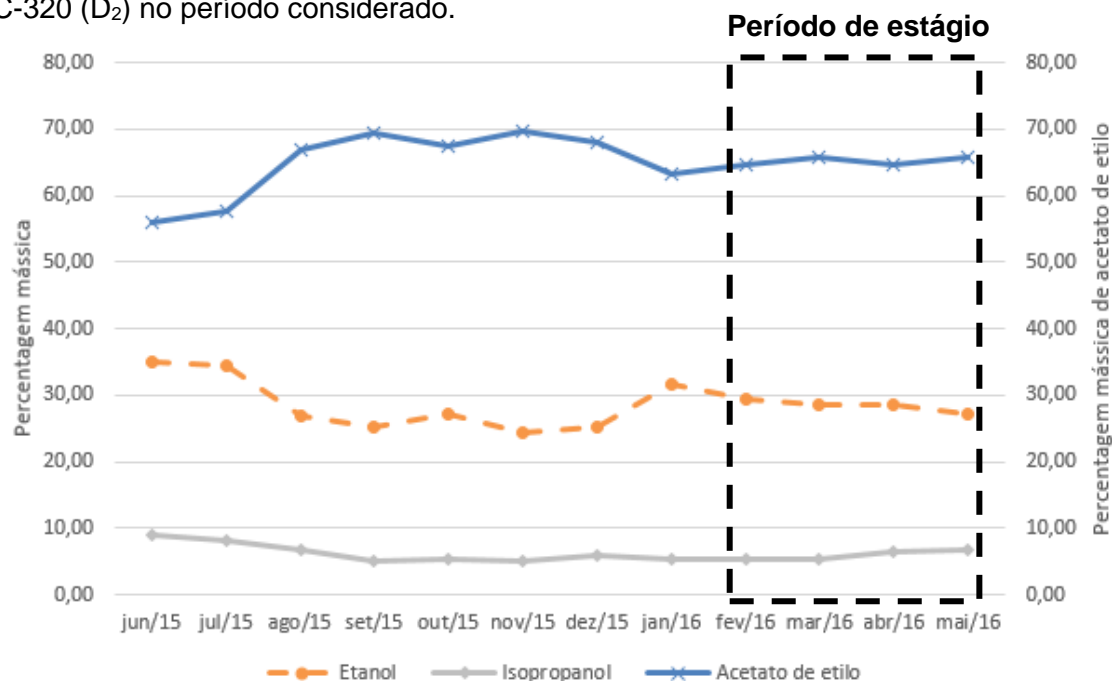


Figura 3.4 - Composição (% m/m) da corrente de topo da coluna C-320 (corrente D₂), entre Junho de 2015 e Maio de 2016

A concentração de etanol varia entre 27 e 30%, enquanto a concentração de acetato de etilo varia entre 63 e 64%.

Tendo em conta a pouca variação da concentração dos diferentes compostos nas várias correntes do processo, considera-se que mais à frente será aceitável considerar uma composição média das correntes para o período estudado.

3.2.2. Quantificação das principais correntes da unidade de destilação

Atendendo à forma de funcionamento da unidade de destilação, não foi possível caracterizar os caudais das correntes, pela sua medição em caudalímetros. De facto, os valores medidos eram bastante variáveis, pelo que se optou por quantificar as quantidades totais processadas em cada ciclo de destilação (correspondente a cerca de 3 dias de operação). Para isso, durante o período em que este trabalho foi desenvolvido na Empresa (Fevereiro a Julho de 2016, e em concreto para o período entre a semana 9 e a 23) mediram-se diariamente os níveis de líquido nos vários tanques de armazenamento e registaram-se as transferências de produtos ocorridas durante cada ciclo, entre a unidade de recuperação de solventes e a unidade fabril. Foi ainda possível quantificar o volume de resíduo W₁, pelos registos de descarga deste produto,

correspondentes ao período em estudo. Registou-se também o tempo de duração de cada ciclo de destilação.

No anexo D.1 apresentam-se os valores de produção de acetato de etilo e de mistura de solvente para as semanas consideradas.

No anexo D.2. apresenta-se o cálculo que permite a determinação do volume de solvente (F) alimentação à coluna de destilação em cada período.

No anexo D.3. apresentam-se os valores obtidos para as semanas consideradas, em termos de: volume total processado das correntes, massas volúmicas das correntes avaliadas em função da composição respectiva e massas totais correspondentes. Está contido também o tempo de cada ciclo de destilação, permitindo o cálculo do caudal mássico de cada corrente.

No gráfico da figura 3.5 encontra-se a representação dos caudais mássicos das correntes F, W₂ e D₂ para as diferentes semanas.

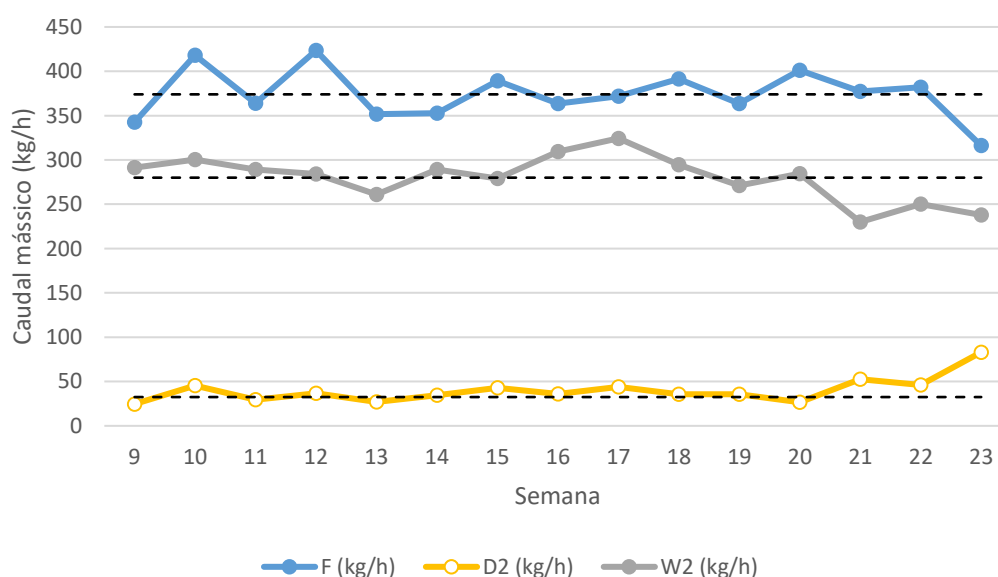


Figura 3.5 - Caudal mássico das principais correntes do processo (kg/h) para as várias semanas, assim como tendência para um valor médio

Verifica-se alguma oscilação nas correntes para algumas semanas. Contudo, é possível estimar um valor médio por exclusão das semanas que possuem um afastamento excessivo em relação ao caudal médio para a corrente.

Excluíram-se as semanas 10, 12 e 23 uma vez que apresentam um desvio na corrente de alimentação (F) em relação à média superior a 10%. As semanas 17, 21 e

22 foram excluídas devido ao seu afastamento do valor médio na corrente de acetato de etilo (W_2). As semanas referidas serão excluídas de quaisquer cálculos que envolvem a média das correntes processuais e consequentemente são excluídos dos balanços realizados.

O caudal médio da corrente F para cada ciclo de destilação é de 369 kg/h. O caudal médio da corrente W_2 é de 285 kg/h. Por sua, o caudal de destilado médio, D_2 , é de 32 kg/h.

3.2.3. Alimentação da coluna C-320 (D_{1C})

Para ser possível conhecer a composição da corrente de alimentação à coluna C-320, optou-se por efectuar um balanço ao componente na coluna de destilação C-320. Como se conhecem os caudais de acetato de etilo (W_2) e mistura de solventes (D_2) produzidos, a determinação da corrente de alimentação à coluna C-320 pode ser determinada pelo balanço mássico descrito na equação 2.6.

Os caudais mássicos obtidos para as diferentes semanas (já excluindo a semana 10, 12, 17, 21, 22 e 23) nesta corrente encontram-se registados no anexo D.4.

Com base no Anexo D.4, construiu-se um gráfico que permite a observação da variação da corrente alimentada à coluna C-320 em função das diferentes semanas. Este gráfico pode ser consultado na figura 3.6.

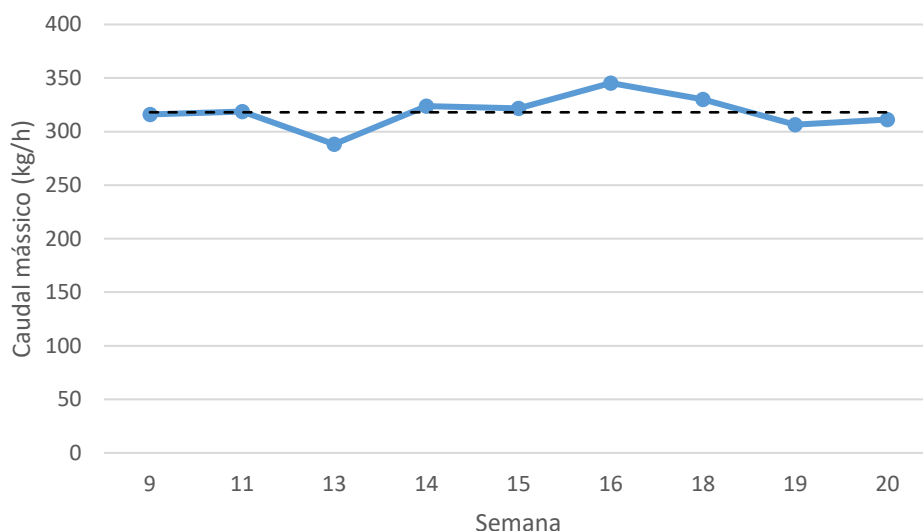


Figura 3.6 - Caudal mássico da corrente D_{1C} (kg/h) para as várias semanas, assim como tendência para um valor médio

Verifica-se que os caudais mássicos obtidos para as diferentes semanas se aproximam todos eles de um valor médio.

O caudal médio obtido para o período em questão foi então de 318 kg/h. O caudalímetro que permite a medição do caudal instantâneo desta corrente a partir do software da instalação indica que este caudal é relativamente constante, situando-se sempre perto dos 320 kg/h. Então, os resultados obtidos pelo balanço de massa são validados pelo software de monitorização.

Para o conhecimento da composição da corrente referida (D_{1C}), escreveu-se um balanço ao componente a partir das equações 2.3 e 2.9, obtendo-se a equação 3.3

$$D_{1C} \times x_{i,D1C} = D_2 \times x_{i,D2} + W_2 \times x_{i,W2} \quad (3.3)$$

Em que x_i representa a fracção mássica do composto i na respectiva corrente.

Determinou-se a fracção de cada composto na corrente D_{1C} para todas semanas referidas, tendo-se obtido uma composição média para a corrente de alimentação à coluna C-320 (D_{1C}) que se encontra na tabela 3.1.

Tabela 3.1 - Composição média para a corrente D_{1C} (Percentagem mássica)

Composto	Percentagem mássica
Acetato de etilo	95,1
Etanol	3,4
Acetato isopropílico	0,5
N-propanol	0,4
Isopropanol	0,6

3.2.4. Potência térmica do reebulidor da coluna C-320 e do condensador da coluna C-310

Potência térmica fornecida ao reebulidor da Coluna C-320

A potência térmica no reebulidor da coluna de destilação C-320 pode ser determinada facilmente pois o caudal de vapor de aquecimento fornecido é constante, e de 470 kg/h. Sabe-se a pressão é de 9 bar e a temperatura de 180°C. Ou seja, a alimentação é feita na forma de vapor sobreaquecido. Consultando as entalpias de vapor sobreaquecido, e de líquido saturado a 9 bar (considerando que o vapor condensa todo no reebulidor), aplica-se a equação 3.4.

$$Q_{reb\ C-320} = \dot{m}_{vapor} \times (H_v - h_L) \quad (3.4)$$

em que \dot{m}_{vapor} é o caudal mássico de vapor alimentado ao reebulidor (kg/h), H_v é a entalpia de vapor sobreaquecido (kJ/kg) a 9 bar e 180°C, e h_L é a entalpia de líquido saturado a 9 bar (kJ/kg). A potência térmica fornecida ao reebulidor da coluna C-320 é, por isso, de $9,5 \times 10^5$ kJ/h.

Potência térmica removida no condensador da Coluna C-310

O caudal mássico da corrente de resíduo (W_1) pode ser determinado a partir de uma aproximação efectuada com base na quantidade de resíduo mensal produzido para o período em que foi realizado o trabalho na empresa. Como se verificou que as quantidades horárias processadas de solvente alimentado (F), mistura de solventes (D_2) e acetato de etilo (W_2) não oscilaram muito ao longo das semanas em estudo considerou-se que a sua produção horária seria semelhante em todas as semanas, obtendo-se assim a quantidade de vapor removido (D_{1V}) da coluna C-310, por semana. Estes dados podem ser consultados no Anexo D.5.

Partiu-se do pressuposto que a composição do destilado alimentado à coluna C-320 (tabela 3.1) será igual ao destilado removido na forma de vapor, o que não é necessariamente verdade se no condensador se estabelecer um equilíbrio líquido-vapor fazendo com que a composição possa ser diferente nas duas correntes. Assumiu-se também que a composição do resíduo (W_1) é aquela que foi tabelada aquando do projecto da unidade de destilação.

Partindo da equação 2.10 e conhecendo todos os dados dos compostos assim como as temperaturas das correntes, presentes no anexo D, facilmente se descobre que a potência térmica removida no condensador da coluna C-310 é, em média, de $8,5 \times 10^5$ kJ/h. (Pode ser consultado no Anexo D.6 o resultado do balanço energético para as várias semanas).

3.2.5. Recuperação de acetato de etilo

Tendo em conta as várias semanas estudadas é possível determinar uma recuperação média. O principal objectivo da instalação passa pela recuperação do acetato de etilo, pelo que apenas se determinou a percentagem de acetato de etilo puro recuperado em cada corrente.

Partindo do balanço ao componente escrito na equação 2.8, é possível determinar a quantidade de acetato de etilo na alimentação (F), no destilado da coluna C-320 (D_2) e no produto de cauda da coluna C-320 (W_2).

A percentagem de recuperação de acetato de etilo na unidade de destilação é dada pela expressão:

$$\text{Recuperação (\%)} = \frac{m_{\text{acetato de etilo},j} \text{ (kg)}}{m_{\text{acetato de etilo na alimentação}} \text{ (kg)}} \times 100 \quad (3.5)$$

A massa de acetato de etilo pode ser obtida através da composição mássica das correntes e do caudal das mesmas. Multiplicando uma pela outra, obtêm-se o caudal de acetato de etilo em cada corrente.

Obteve-se uma recuperação média de 91% de acetato de etilo na corrente de acetato de etilo, e de 7% na corrente da mistura de solventes, perfazendo um total de 98%.

3.3. Desempenho global da instalação

Procedeu-se então ao estudo do desempenho global da unidade de recuperação de solventes da empresa A.

3.3.1. Recuperação de acetato de etilo e mistura de solventes

Para o período de Março a Julho de 2016 foi possível quantificar a quantidade de solvente recuperado na unidade de recuperação. Os dados relativos à produção no período referido podem ser consultados no Anexo D.1. A média semanal de produção para o período em estudo situa-se nos 19840 L de acetato de etilo e nos 3210 L de mistura de solventes.

3.3.2. Consumo de acetato de etilo e mistura de solventes

Para o período de Março a Julho de 2016 foi possível quantificar os consumos de acetato de etilo e mistura de solventes na unidade fabril da empresa A. Os dados recolhidos podem ser consultados no Anexo D.7. Para o período considerado, a média diária de consumo de acetato de etilo na empresa A foi de 5260 L. Por sua vez, o consumo médio diário da mistura de solventes, para o mesmo período, foi de 805 L.

3.3.3. Recuperação média de solventes

Na figura 3.7 pode observar-se um gráfico que permite a comparação da quantidade de solvente recuperada com o seu consumo na unidade fabril, para o período em estudo

Avaliação do desempenho de uma unidade de recuperação de solventes
Dissertação/Estágio – 2015/2016

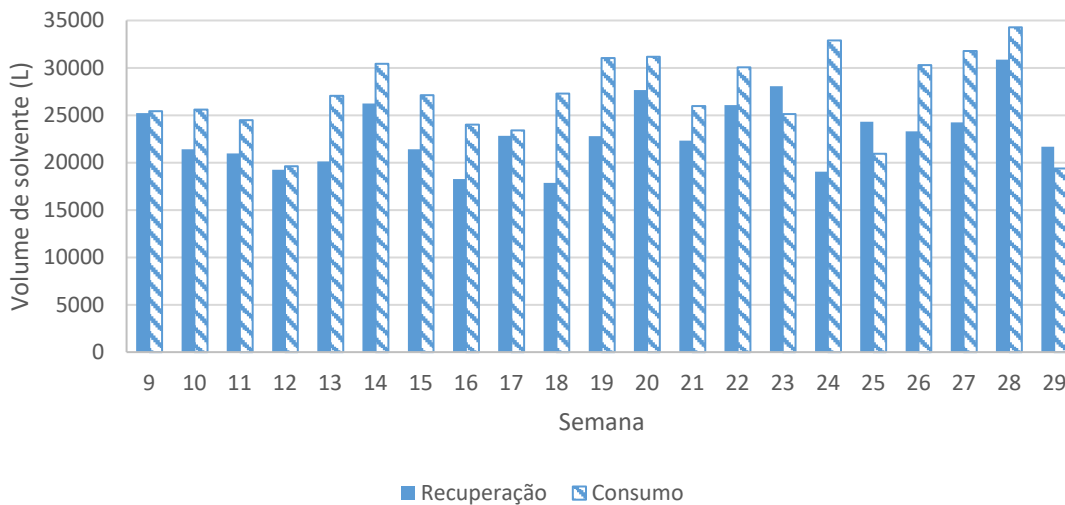


Figura 3.7 – Produção e consumo de acetato de etilo na unidade fabril, entre a semana 9 e 29 de 2016

Como se pode verificar, e tal como seria de esperar a quantidade recuperada de solvente é inferior ao seu consumo. Nas semanas em que tal não se verifica, como é o caso da semana 23 e 29, isto acontece porque na semana anterior se armazenou muito solvente no tanque TK-300, tendo-se destilado mais tempo na semana seguinte, resultando numa recuperação de solvente superior ao seu consumo.

Pode-se determinar a percentagem de recuperação do solvente recuperado na unidade de recuperação em relação ao solvente consumido na unidade fabril, a partir da expressão 3.6.

$$\text{Taxa de reutilização de solvente (\%)} = \frac{\text{Solvente produzido (L)}}{\text{Solvente consumido (L)}} \quad (3.6)$$

Como as quantidades obtidas de acetato de etilo (W_2) e da mistura de solvente (D_2) oscila bastante consoante o nível dos tanques aquando do início da destilação, considerou-se mais apropriado determinar esta taxa de reutilização a partir da soma do volume consumido e da soma do volume produzido para o período em questão.

No espaço referido (5 meses), foram consumidos 491752 litros de acetato de etilo, e 75576 litros da mistura de solventes. Produziram-se na unidade de recuperação de solventes 416587 litros de acetato de etilo e 67389 litros de mistura de solventes.

A taxa de reutilização, em relação ao acetato de etilo consumido, é de 84,3% e a de mistura de solventes é de 89,2%. A percentagem global de reutilização de solvente é de 85%.

Não se recupera aproximadamente 15% do solvente consumido na unidade fabril da empresa A. Estas perdas podem ter lugar durante o processo de regeneração ou junto das máquinas de produção. Como já referido as máquinas possuem estufas que permitem a saída de gases por baixo, nas zonas que permitem a entrada dos filmes, e pensa-se que seja esta a principal fonte de fugas de solvente.

4. Estudo da influência da variação das condições operatórias da coluna de destilação C-320 na composição dos solventes

Neste capítulo descreve-se a optimização das condições de funcionamento da coluna de destilação C-320, visando uma recuperação máxima e mais económica dos solventes. Os parâmetros avaliados foram o andar de alimentação, potência térmica no reebulidor, temperatura de alimentação e pressão de funcionamento.

A optimização foi estudada com a ajuda de um simulador de processos (*Aspen Plus*). Este simulador é muito utilizado na indústria química e é um óptimo método para projecto e optimização de processos industriais. Este simulador, assim como outros, baseia-se na previsão de dados termodinâmicos por diferentes métodos, sendo de grande utilidade pois possibilitam o estudo praticamente imediato das alterações que ocorrem no processo por manipulação de uma variável ou mais variáveis em simultâneo [10,11].

Para se obter fiabilidade de resultados é necessário o conhecimento de certas características do processo, nomeadamente as operações unitárias existentes, condições operatórias e correntes do processo. O conhecimento das composições de algumas das correntes do processo e as suas propriedades termodinâmicas também é fundamental. Outro aspecto que deve ser tido em conta e correctamente escolhido é o modelo para previsão dos dados de equilíbrio.

O *Aspen Plus* possui o maior banco de dados de componentes puros do mundo para variados produtos químicos, electrólitos, sólidos e polímeros.

4.1. Simulação do processo

4.1.1. Metodologia adoptada

Para o desenho da coluna de destilação optou-se por utilizar um modelo de destilação mais rigoroso, tendo por isso sido utilizado o modelo de destilação RadFrac. Este modelo é utilizado para sistemas não ideais de convergência lenta ou difícil de encontrar [33].

Segundo vários autores os modelos que apresentam uma melhor correlação para os dados experimentais do sistema binário acetato de etilo – etanol são o método de Wilson, UNIQUAC, UNIFAC e NRTL [25,26].

Testaram-se os vários modelos com os dados experimentais obtidos, e como se verificou que o método que permite obter dados mais próximos da realidade é o UNIQUAC, foi este o método utilizado [12,13].

4.1.2. Dados e condições operatórias para a simulação

Para a simulação apenas foi considerada a coluna de destilação C-320. As trocas de calor das correntes de D_2 e W_2 não serão consideradas.

Na figura 4.1. está representado o layout da simulação para a coluna de destilação C-320.

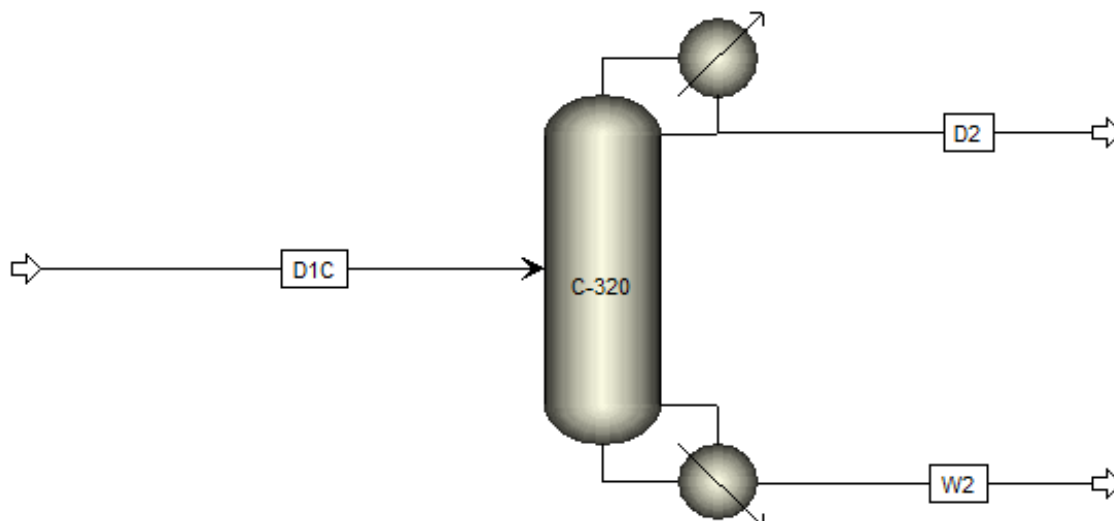


Figura 4.1 – Layout da simulação Aspen Plus para a coluna C-320

D_{1C} representa a corrente de destilado condensado proveniente da coluna C-310 que alimenta a coluna C-320. D_2 representa a corrente de destilado obtido na coluna C-320, sendo esta a corrente correspondente à mistura de solventes. Por sua vez, W_2 representa a corrente de produto de cauda da coluna, sendo esta a corrente de acetato de etilo com alta pureza. Todas as correntes são obtidas em unidades de massa (kg/h).

Na tabela 4.1. podem encontrar-se as condições admitidas para o funcionamento da coluna de destilação C-320.

Tabela 4.1 – Condições operatórias da coluna de destilação C-320

Pressão no condensador (bar)	6,8
Número de andares	31
Alimentação (Andar)	13
Caudal de destilado, D₂ (kg/h)	32
Potência térmica reebulidor (kJ/h)	9,54 x 10 ⁵

Foi necessária a definição de uma das correntes do processo. A corrente definida foi a corrente de alimentação, D_{1C}, encontrando-se os valores introduzidos para a mesma na tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Dados introduzidos para a corrente D_{1C}

Caudal (Kg/h)	Temperatura (°C)	Pressão (bar)
317	96,0	7,2

O caudal mássico foi obtido a partir da média dos balanços de massa que podem ser consultados no capítulo 3.2 para as diferentes semanas. A temperatura foi medida à entrada da tubagem com auxílio de um termómetro de contacto (já que a tubagem não possui isolamento térmico, considera-se a temperatura da tubagem igual à do fluido que circula no seu interior). A pressão referida foi obtida a partir de uma média das leituras efectuadas a partir do software de monitorização da instalação.

Na tabela 4.3. está registada a composição considerada para a corrente em questão, obtido por balanço ao componente na coluna C-320, conforme referido no capítulo 3.2.3.

Tabela 4.3 – Composição considerada para a corrente D_{1C}

Composto	Fracção mássica
Acetato de etilo	0,951
Etanol	0,034
Acetato isopropílico	0,5
N-Propanol	0,4
Isopropanol	0,6

4.1.3. Validação das condições de simulação

Para se poder ter confiança nos resultados obtidos através da simulação no *Aspen Plus*, torna-se necessária a validação dos resultados obtidos, recorrendo a dados conhecidos para a instalação. Para esta validação foram comparadas as temperaturas no condensador e no reebulidor da coluna de destilação, assim como a composição da corrente de mistura de solventes e da corrente de acetato de etilo obtida.

Na tabela 4.4 estão presentes os dados relativos às temperaturas de topo e de fundo na coluna de destilação C-320.

Tabela 4.4 – Comparação entre a temperatura do condensador e no reebulidor da coluna de destilação C-320 reais e obtidas a partir da simulação Aspen Plus

Zona	Temperatura (°C)	
	Instalação	Simulação
Condensador	136	136
Reebulidor	144	149

Na tabela 4.5 estão presentes os dados relativos às composições obtidas nas correntes de destilado e de resíduo, em comparação com as concentrações conhecidas.

Tabela 4.5 – Comparação entre a composição obtida na corrente D₂ e W₂ com a composição real

Corrente	Fracção mássica			
	D ₂		W ₂	
Composto	Instalação	Simulação	Instalação	Simulação
Acetato de etilo	0,610	0,608	0,990	0,990
Etanol	0,332	0,337	0,0009	-
Acetato isopropílico	-	-	0,0045	0,005
N-Propanol	-	-	0,0046	0,005
Isopropanol	0,058	0,055	-	-

Como se pode verificar as concentrações obtidas a partir da simulação são muito semelhantes às medidas no laboratório da empresa A, pelo que se conclui que as condições admitidas para a simulação da coluna são válidas.

4.2. Análise dos resultados das simulações

Foi analisada a influência de diferentes parâmetros na composição das correntes finais (W_2 e D_2): andar de alimentação, potência térmica fornecida ao reebulidor, a temperatura da alimentação e a pressão de funcionamento.

Para o estudo da influência dos vários parâmetros utilizou-se a ferramenta *Sensitivity Analysis* do *Aspen Plus*. Na utilização desta ferramenta é necessária a imposição de uma gama de valores para a variável em estudo. Impuseram-se diferentes intervalos de variação, consoante o parâmetro em estudo.

4.2.1. Influência do andar de alimentação

Para o estudo da influência do andar de alimentação na pureza dos solventes obtidos introduziu-se na ferramenta *Sensitivity Analysis* como variável manipulada o andar de alimentação, definindo como intervalo os 31 andares existentes na coluna de destilação, e testando a alimentação em cada um deles. Como variáveis cujo valor se pretendia conhecer foram introduzidas a composição de acetato de etilo na corrente W_2 e a composição de etanol na corrente D_2 . Estudou-se também a variação da necessidade de potência térmica a fornecer ao reebulidor da coluna de destilação, consoante o andar de alimentação

Os resultados obtidos podem ser consultados no Anexo E (E.2.1). Na figura 4.2. está representado o gráfico que permite verificar a variação da fracção mássica de etanol na corrente D_2 e acetato de etilo na corrente W_2 em função do andar de alimentação.

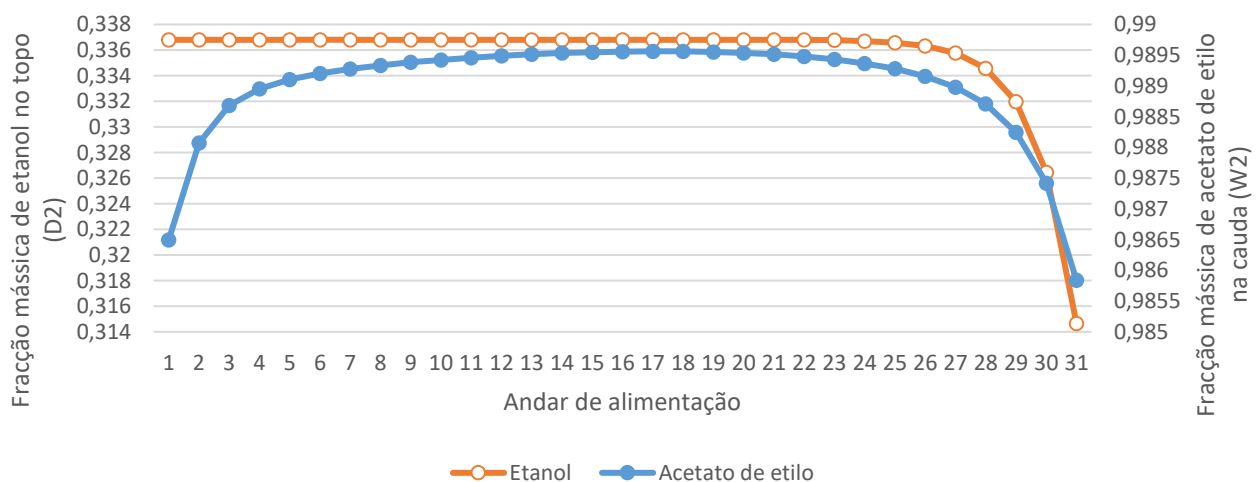


Figura 4.2 – Variação da fracção mássica de acetato de etilo na cauda (W_2) e de etanol no topo (D_2) em função do andar de alimentação

Como se pode verificar analisando a figura 4.2, a fracção mássica de etanol é praticamente constante entre o andar de alimentação número 1 e o andar de alimentação número 25. A partir desse andar começa a decrescer, até atingir uma fracção de cerca de 0,314, com alimentação no andar número 31. A variação da fracção de etanol na corrente D_2 dá-se entre 0,337 e 0,314.

Por sua vez, a concentração de acetato de etilo em W_2 apresenta valores mais elevados para uma alimentação situada entre o andar número 13 e 19, começando a decrescer até atingir uma concentração mínima de 0,985, para uma alimentação no andar número 31. A variação da fracção mássica de acetato de etilo na corrente W_2 situa-se entre 0,990 e 0,985 (aproximadamente).

Quanto à variação da potência térmica necessária não se registaram quaisquer diferenças.

Verificou-se que na instalação existe a possibilidade de efectuar a alimentação da coluna no andar 13, 14 ou 18, sem qualquer tipo de custos adicionais.

Na tabela 4.6 apresentam-se os resultados obtidos para a composição da corrente W_2 para os três andares de alimentação referidos.

Tabela 4.6 – Composição da corrente W_2 para os andares de alimentação disponíveis na coluna C-320

Andar de alimentação	Percentagem mássica		
Composto	13	14	18
Acetato de etilo	98,95	98,95	98,96
Propanol	0,44	0,44	0,44
Acetato isopropílico	0,56	0,56	0,56
Isopropanol	0,05	0,05	0,04

Como se pode verificar, não existem diferenças significativas na concentração de acetato de etilo.

Na tabela 4.7 estão registadas as composições mássicas obtidas para os diferentes compostos na corrente D_2 .

Tabela 4.7 – Composição mássica obtida na corrente de mistura de solventes em função do andar de alimentação

	Porcentagem mássica		
Andar de alimentação	13	14	18
Composto			
Etanol	33,68	33,68	33,68
Acetato de etilo	60,80	60,78	60,76
Isopropanol	5,52	5,54	5,56

A concentração de etanol é semelhante quer se use o andar de alimentação número 13, 14 ou 18.

Apesar das diferenças a nível de concentração de acetato de etilo serem pouco significativas, a alteração da alimentação para o andar número 18 permitirá o aumento da pureza da corrente W_2 .

4.2.2. Influência da potência térmica fornecida ao reebulidor

Para o estudo da influência da potência térmica na composição das correntes W_2 e D_2 escolheu-se como intervalo de variação de energia térmica: 9×10^5 a 3×10^6 kJ/h, onde se encontra a potência térmica determinada com base no consumo de vapor fornecido ao reebulidor da coluna C-320 ($9,5 \times 10^5$ kJ/h).

Os resultados obtidos estão no anexo E (E.2.2). O gráfico da figura 4.3 mostra a variação da concentração de acetato de etilo na corrente W_2 e de etanol na corrente D_2 em função da potência térmica fornecida no reebulidor da coluna C-320.

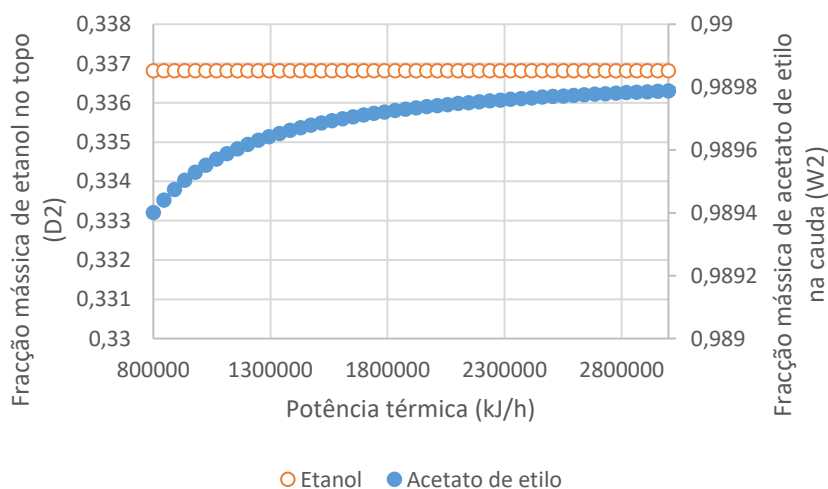


Figura 4.3 - Variação da concentração de acetato de etilo na cuda e etanol no topo em função potência térmica fornecida ao reebulidor da coluna C-320

Como se pode verificar, com o aumentar da potência térmica, existe um aumento da fracção mássica de acetato de etilo na corrente W_2 , contudo a partir dos $1,3 \times 10^6$ começa a variar muito pouco, tendendo a estabilizar a sua concentração, consumindo energia térmica sem qualquer tipo de proveito. A potência térmica fornecida actualmente ($9,5 \times 10^5$ kJ/h) situa-se na zona de maior variação da fracção mássica de acetato de etilo.

A concentração de etanol é muito estável independentemente da potência térmica fornecida ao reebulidor.

A fracção mássica de acetato de etilo varia entre 0,9897 e 0,9894.

A fracção mássica de etanol por sua vez varia entre 0,336811 e 0,336815. Esta alteração é practicamente nula.

Apesar do aumento da pureza da corrente de solventes, em acetato de etilo, dadas a pureza exigida na empresa A para a concentração em acetato de etilo considera-se esta medida desinteressante. O aumento da potência térmica fornecido ao reebulidor implica o aumento do caudal e vapor e conseqüente aumento do custo de produção. Uma alteração na pureza de solvente de 98,94 para 98,97% não justifica o investimento.

4.2.3. Influência da temperatura de alimentação

Para o estudo do impacto da variação da temperatura da alimentação na composição das correntes obtidas, definiu-se como intervalo de análise para a temperatura de alimentação da coluna C-320 entre 76°C (temperatura de saída da coluna C-310) e 149°C (temperatura a que está o produto de cauda da coluna C-320). Os dados obtidos podem ser consultados no anexo E (E.2.3).

Na figura 4.4 representa-se a fracção mássica de acetato de etilo na corrente W_2 e de etanol na corrente D_2 .

Avaliação do desempenho de uma unidade de recuperação de solventes
Dissertação/Estágio – 2015/2016

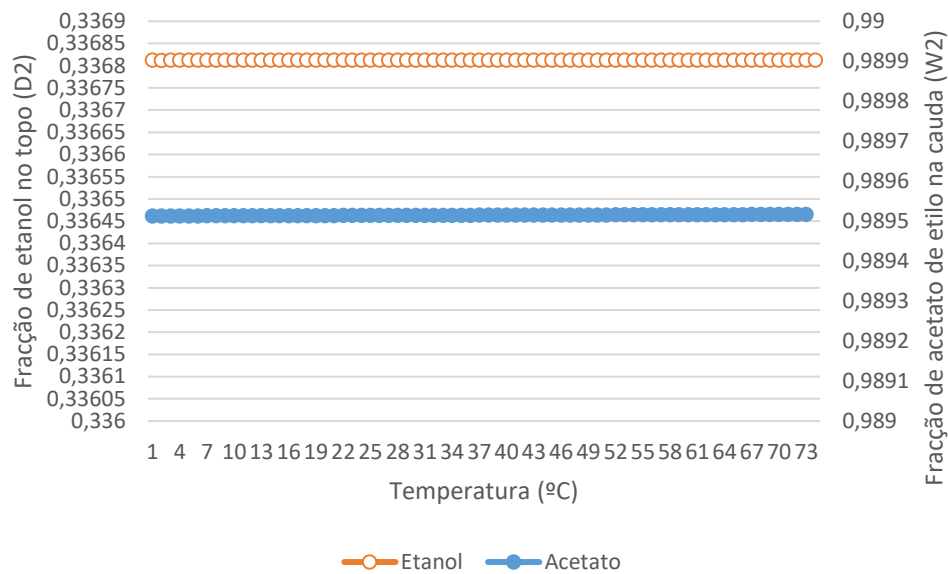


Figura 4.4 - Variação da concentração de acetato de etilo na cauda e etanol no topo em função da temperatura da corrente de alimentação à coluna C-320

Como se pode verificar a fracção dos solventes é praticamente constante em W_2 (acetato de etilo) e D_2 (etanol).

A concentração de acetato de etilo varia entre 0,989513 e 0,989517 (obtida a 76 e 149°C, respectivamente). Esta alteração é praticamente nula.

A fracção mássica de etanol não sofre qualquer variação com a temperatura, mantendo-se em 0,336813.

Para o intervalo de temperatura de alimentação considerado, a potência térmica que é necessário fornecer ao reebulidor é a mesma.

Como a variação com aumento da temperatura é nula considera-se que não é necessária a colocação de isolamento nas tubagens em que circula a corrente de alimentação (D_{1C}) e a corrente que a vai aquecer (W_2).

4.2.4. Influência da pressão no condensador

Para o estudo da influência da pressão no condensador da coluna C-320 na composição das correntes de saída escolheram-se 6 diferentes valores de pressão (variação entre 5 e 10 bar), e registaram-se os valores de fracção mássica de etanol na corrente D_2 e de acetato de etilo na corrente W_2 .

Na figura 4.5. encontra-se o gráfico obtido a partir das diferentes composições obtidas em função da pressão do condensador.

Avaliação do desempenho de uma unidade de recuperação de solventes
Dissertação/Estágio – 2015/2016

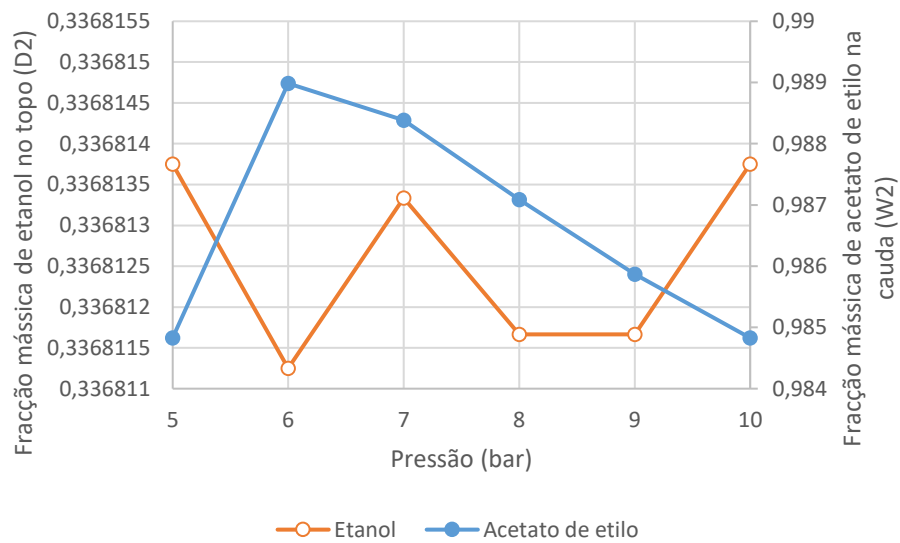


Figura 4.5 – Evolução da fração mássica de etanol em D_2 e de acetato de etilo em W_2 , em função da pressão do condensador

Como se pode verificar, a maior concentração de acetato de etilo obtém-se com uma pressão de 6 bar.

A maior concentração de etanol na mistura de solventes (variação muito pequena) dá-se a 5 e 10 bar.

Verifica-se que a 7 bar é o ponto onde se consegue obter uma melhor separação, isto é, onde se consegue obter a maior a concentração de acetato de etilo na corrente de topo e a maior concentração de etanol na corrente de cauda em simultâneo, pelo que se a coluna opera a uma pressão de 7 bar esta deve ser mantida.

5. Levantamento energético e de utilidades

O objectivo desta dissertação também passou pela avaliação energética da unidade de recuperação de solventes.

Por essa razão, são discriminadas neste capítulo os diferentes tipos de energia utilizados, consumos das mesmas, indicadores energéticos e propostas de melhoria da eficiência energética da mesma.

5.1. Diferentes formas de energia utilizada

Como já referido, para o funcionamento da instalação é, logicamente, necessário o consumo de diferentes formas de energia.

Os tipos de energia consumida na unidade de recuperação de solventes são vapor de aquecimento, gás natural e energia elétrica

O gás natural é utilizado para fazer o aquecimento de termofluido circulante na caldeira de termofluido, que posteriormente aquecerá nitrogénio através dos permutadores de calor existentes na instalação, podendo-se considerar então energia térmica.

O vapor de aquecimento é proveniente da unidade de cogeração da empresa, e é igualmente utilizado para aquecimento de nitrogénio nos permutadores existentes que funcionam com vapor de aquecimento e termofluido.

A energia elétrica é utilizada como força electrometriz para o funcionamento dos motores elétricos das bombas, ventiladores e outros equipamentos.

5.2. Energia térmica usada na unidade de recuperação de solventes

Praticamente em todos os tipos de indústria é necessário o recurso a energia térmica. Esta energia é proveniente de geradores de calor, sendo dos equipamentos responsáveis pelo maior consumo de energia na indústria. É por esta razão que se tenta otimizar cada vez mais estes equipamentos, de um ponto de vista energético [14, 15].

Uma grande parte das unidades industriais que necessitam de energia térmica utilizam como principal fonte de energia vapor saturado, obtido a partir de geradores de vapor.

Os geradores de vapor podem ter diferente capacidade dependendo da sua aplicação e dos requisitos para o correcto funcionamento dos processos industriais. Apesar disso o vapor produzido pode não possuir capacidade para satisfazer os requisitos térmicos do processo. Por vezes exigem-se temperaturas de vapor de aquecimento extremamente altas, o que torna o processo de risco uma vez que se utilizaria vapor a pressões muitas altas. Como alternativa, para temperaturas elevadas (entre os 170°C e 350°C) é comum o recurso a termofluidos (óleos minerais ou outros produtos sintéticos).

O vapor produzido na unidade de Cogeração da empresa não é capaz de cumprir com os requisitos necessários, na sua totalidade.

A unidade de recuperação de solventes requer o aquecimento de uma corrente de azoto até aproximadamente 200°C, o que se verifica impossível de fazer com o vapor proveniente da unidade de cogeração, sendo que este é produzido a uma temperatura aproximadamente 180°C e a uma pressão de 8 barg. É por esta razão que existe uma caldeira de termofluido própria da instalação cujo fluido circulante é de origem mineral e é aquecido até aproximadamente 260°C.

5.2.1. Caldeira de termofluido

As caldeiras de termofluido são de uma construção semelhante às caldeiras aquatubulares, contudo não necessitam de trabalhar a pressões muito altas para atingir temperaturas mais elevadas. É esta uma das vantagens da utilização deste tipo de caldeiras. Para além disto, são mais vantajosas em termos de custos operacionais e de manutenção.

As caldeiras de termofluido usualmente são dotadas de uma serpentina, onde no seu interior, circula o termofluido. O termofluido é aquecido pelos gases de combustão.

Estas caldeiras podem ser feitas de modo a permitir uma, duas ou três passagens dos gases de combustão junto do termofluido de modo a aumentar a sua eficiência.

Outras medidas que visam melhorar a eficiência energética passam pela utilização de economizadores e pré-aquecedores de ar [16].

Os economizadores são fundamentalmente permutadores de calor em que é aproveitada a energia térmica contida nos gases de combustão para pré-aquecer o termofluido que regressa à caldeira. Deste modo, ao aumentar a temperatura do termofluido à entrada, é possível reduzir os consumos de combustível.

Os pré-aquecedores de ar, como o nome indica, consistem em permutadores que permitem a troca de calor entre os gases de combustão e o ar alimentado à caldeira. Ao aumentar a temperatura do ar à entrada também se reduz o consumo de combustível.

A eficiência térmica típica de uma caldeira de termofluido é de 85%. Quando equipada com economizador e pré-aquecedor de ar pode atingir eficiências na ordem dos 92% [17].

Na caldeira da empresa A não se verifica nenhum destes equipamentos, pelo que se ponderou a aplicação dos mesmos.

Determinou-se então a eficiência da caldeira de termofluido e o seu excesso de ar. Verificou-se ainda se seria vantajosa a utilização de um economizador ou de um pré-aquecedor de ar.

Nota: Como o vapor de aquecimento é proveniente de outra unidade do grupo empresa não foi efectuada a determinação da eficiência dos geradores de vapor nos quais é produzido.

5.2.1.1. Excesso de ar

O excesso de ar é um factor importante para a existência de uma boa eficiência da caldeira de termofluido. Deve ser encontrada uma razão de excesso de ar óptima, que segundo vários autores se situa entre os 5 e 15%.

Quando o excesso de ar é baixo verifica-se a existência de inqueimados nos gases de combustão uma vez que o combustível alimentado não é queimado na sua totalidade. Se isto acontecer, o combustível não vai ser capaz de fornecer toda a energia sobre a forma de calor latente que seria capaz de fornecer em condições de excesso de ar óptimo.

Quando o excesso de ar é demasiado alto pode ocorrer o arrefecimento da câmara de combustão devido à elevada quantidade de ar alimentado, assim como se está aquecer ar de um modo desnecessário.

Para esta avaliação foi necessária a análise dos gases de combustão. Na incapacidade de o fazer na altura do estágio na empresa A, utilizaram-se os dados de uma análise realizada em 2015. Estes dados encontram-se no Anexo F (F.1).

As equações utilizadas para a determinação do excesso de ar da caldeira de termofluido podem ser encontradas no Anexo F (F.2), e estão de acordo com o método fornecido para a determinação do excesso de ar pela ADENE [19].

O excesso de ar obtido foi de 40%. Este excesso de ar, como já havia sido referido é excessivamente alto e pode resultar na perda da eficiência térmica da caldeira de termofluido.

Por esta razão, uma das propostas de melhoria da eficiência da caldeira passa pela instalação de um variador de velocidade no queimador, que permite ajustar o ar alimentado à caldeira consoante as suas necessidades, e evitando a alimentação de ar de um modo tão excessivo como tem sido feito.

5.2.2.2. Eficiência térmica da caldeira de termofluido

O método utilizado para a determinação do rendimento da caldeira de termofluido foi o método das perdas, cuja descrição se encontra no Anexo F (F.3) e está de acordo com o método utilizado pela ADENE (Agência para a Energia) para a determinação da eficiência das mesmas [19].

O rendimento obtido para a caldeira de termofluido foi de 84,8%. Este valor está próximo do rendimento *standard* indicado pelo fornecedor. A ADENE realizou um estudo em 2010 que indica que o rendimento deste tipo de caldeiras alimentadas com gás natural deve estar entre os 80% e 85% [20].

Pode-se afirmar que a caldeira é dotada de uma boa eficiência térmica. Contudo pensa-se que esta pode melhorar a partir da implementação de um sistema de reaproveitamento de gases de combustão, num economizador ou num pré-aquecedor de ar.

5.2.2. Estudo da inclusão de um economizador na caldeira de termofluido

Os gases de combustão abandonam a caldeira a uma temperatura de aproximadamente 300°C. O termofluido é alimentado à mesma com temperaturas aproximadas de 220°C, pelo que se pensou que poderia ser possível aproveitar a energia em excesso contida nos gases de combustão para aquecer o termofluido antes de entrar na caldeira.

Para se verificar a possibilidade de implantação de um permutador deste tipo foi necessária a determinação do poder calorífico dos gases de combustão a partir da composição dos mesmos. Esta determinação pode ser encontrada no anexo F.4, e foi feita tendo em conta as composições dos gases de combustão cedidas pela empresa A.

Outros dados relevantes, como algumas das propriedades do termofluido podem ser encontrados no anexo F.5.

Admitiu-se que a troca de energia entre os gases de combustão e o termofluido se faria num permutador em contra-corrente, tendo-se admitido um ΔT_{\min} de 10°C. Ou seja, que os gases de combustão iriam sair do permutador a 230°C. Com o economizador a eficiência da caldeira passa a ser de 87,95%.

Considerando aplicável que a eficiência térmica da caldeira que foi determinada pelo método das perdas seria a mesma em caso de utilização do método directo, descrito na equação 5.1.

$$\eta = \frac{\dot{m}_{\text{termofluido}} \times C_p \times \Delta T}{F \times PCI} \quad (5.1)$$

em que η representa a eficiência térmica da caldeira, $\dot{m}_{\text{termofluido}}$, o caudal mássico de termofluido, em kg/h. C_p é o calor específico do termofluido, em kJ/(Kg.K) e ΔT é a diferença de temperatura entre a entrada e a saída do termofluido expressa em Kelvin. Por sua vez F representa o caudal de gás natural e PCI o poder calorífico inferior do mesmo expresso em kJ/kg.

É possível escrever uma relação entre a eficiência actual e a nova eficiência determinada pelo método das perdas. A relação é expressa na forma da equação 5.2.

$$\frac{\eta_1}{\eta_2} = \frac{\frac{\dot{m}_{\text{termofluido}} \times C_{p1} \times \Delta T_1}{F_1 \times PCI}}{\frac{\dot{m}_{\text{termofluido}} \times C_{p2} \times \Delta T_2}{F_2 \times PCI}} \quad (5.2)$$

F_1 é o caudal de combustível consumido em 2015, expresso em m^3 , η_1 é a eficiência térmica nas condições actuais, c_{p1} é calor específico médio, expresso em kJ/kg.K, ΔT_1 é a variação de temperatura do termofluido nas condições actuais (°C). F_2 é o caudal de combustível consumido em 2015, expresso em m^3 , η_2 é a eficiência térmica nas condições nas condições actuais (°C).

Simplificando a expressão, obtém-se

$$\frac{\eta_1}{\eta_2} = \frac{\frac{Cp_1 \times \Delta T_1}{F_1}}{\frac{Cp_2 \times \Delta T_2}{F_2}} \quad (5.3)$$

Colocando em ordem ao caudal de combustível que iria ser utilizado com o economizador, obtêm-se

$$F_2 = \frac{\eta_1 \times \Delta T_2 \times F_1 \times Cp_2}{\Delta T_1 \times \eta_2 \times Cp_1} \quad (5.4)$$

Por diferença entre o caudal de combustível obtido para a caldeira a funcionar com economizador e o consumo nas condições atuais, obtém-se a poupança de combustível. Esta determinação foi feita utilizando o total de combustível consumido em 2015.

Com economizador, o consumo seria de 67385 m³, poupando-se 3308 m³ de gás natural, que se traduzem numa poupança anual de 5240 euros.

5.2.3. Estudo da inclusão de um pré-aquecedor de ar na caldeira de termofluido

Para verificar a possibilidade da implementação de um permutador pré-aquecedor de ar é necessário o conhecimento do caudal de ar alimentado à caldeira. Esta determinação foi feita, escrevendo um balanço simples ao azoto, conforme descrito no anexo F.6 e na equação 5.5

$$N_{2,in} \times \dot{m}_{ar \text{ alimentado}} = N_{2,out} \times \dot{m}_{gases \text{ de combustão}} \quad (5.5)$$

N_{2in} e N_{2out} representam a fracção mássica de azoto no ar alimentado à caldeira e no azoto presente nos gases de combustão, respectivamente.

Obteve-se um caudal de ar alimentado à caldeira de 1337,4 Kg/h.

Admitiu-se uma troca de calor entre fluido quente e frio até que o ar de alimentação atinga os 100°C à saída do pré-aquecedor, de modo a não atingir uma temperatura demasiado alta, que pudera por em causa do funcionamento do queimador. Assim, os gases abandonam o permutador a uma temperatura de 221°C.

Como se pode consultar no anexo F.7, partindo do mesmo princípio utilizado para o economizador, que pode ser utilizada a equação que permite calcular a eficiência térmica da caldeira pelo método directo, determinou-se que a nova eficiência seria de 88,35%.

Para determinar a poupança anual com o pré-aquecedor de ar, parte-se também da equação 5.1, em que, neste caso, a variação da temperatura do termofluido é a mesma nos dois casos, e consequentemente o calor específico do termofluido médio também se mantém. Por essa razão, a expressão simplificada é dada por:

$$\frac{\eta_1}{\eta_2} = \frac{F_2}{F_1} \quad (5.6)$$

Rearranjando a equação, em ordem ao caudal de gás consumido com pré-aquecedor ar, obtêm-se que:

$$F_2 = \frac{\eta_1 \times F_1}{\eta_2} \quad (5.7)$$

O volume de combustível consumido em 2015, caso a instalação fosse dotada de um pré-aquecedor de ar seria 67830,93 m³, ou seja, menos 2863 m³. Esta diferença resultaria numa poupança anual de 4540 euros.

5.2.4. Estudo da inclusão de um pré-aquecedor de ar e economizador em simultâneo, na caldeira de termofluido

No processo, em que estariam implementados um economizador e um pré-aquecedor de ar, os gases numa primeira fase passariam num permutador que funciona em contra-corrente, onde iriam pré-aquecer o termofluido, e depois para o pré-aquecedor de ar onde aquecem o ar de admissão à caldeira de termofluido.

Para o economizador instalado nesta configuração, assume-se que à semelhança do economizador isolado, o permutador funciona com um ΔT_{\min} de 10°C, saindo os gases de combustão do mesmo a uma temperatura de 230°C.

Os gases a 230°C passam a dirigir-se para o pré-aquecedor de ar, onde aquecem o ar de admissão. Verificou-se qual seria a troca de energia entre os dois fluidos de modo a que o ar de admissão atingisse os 100°C, tendo-se obtido uma temperatura de saída dos gases de combustão de 161°C. Segundo a ADENE os gases de combustão não devem abandonar a caldeira a uma temperatura inferior a 150°C (caso o combustível seja o gás natural até se podem atingir temperaturas na casa dos 65°C), de modo a evitar o risco de condensação de água acidificada. Por essa razão a temperatura obtida para os gases de combustão à saída é aceitável.

Com a implementação deste sistema de recuperação de energia, a eficiência da caldeira passaria a ser de 91,1%.

Partindo da equação 5.4, estima-se o combustível consumido em 2015 caso a caldeira fosse dotada deste sistema, tendo-se obtido um consumo de 65796,89 m³. Ou seja, a poupança seria de 5623 m³ de gás natural, isto é, de 8915 euros, como se pode consultar no Anexo F.9.

5.3. Energia eléctrica

Uma grande parte dos equipamentos mecânicos disponíveis para utilização na indústria são movidos pelos seus motores eléctricos, representando assim a maior parte dos consumos energéticos por parte da indústria em Portugal.

Estima-se que na indústria Portuguesa, os motores eléctricos sejam responsáveis por 77% da electricidade consumida [17,23].

A iluminação, em geral ocupa uma fatia de 5 a 7% dos consumos eléctricos, contudo apesar de não medidos, os consumos de energia eléctrica para iluminação na unidade de recuperação de solventes é bastante reduzida uma vez que é uma instalação a céu aberto. Apenas é necessária iluminação na sala de controlo.

A energia eléctrica provem da rede de distribuição eléctrica da EDP. Na instalação os principais consumidores de electricidade são os ventiladores que recolhem o ar proveniente da fábrica da empresa A, os ventiladores da torre de arrefecimento de água e as bombas que permitem o deslocamento da água de refrigeração e o Chiller.

5.4. Ar Comprimido

A unidade de recuperação de solventes não possui uma rede de distribuição de ar comprimido própria, sendo o ar comprimido utilizado proveniente da rede de ar comprimido da empresa A.

A empresa A é equipada com dois compressores de parafuso que permitem manter a linha de distribuição de ar comprimido a 8 bar.

Existe um compressor que permite a produção de ar comprimido suficiente para alimentar a fábrica em simultâneo com a unidade de recuperação de solventes. O outro está de reserva caso exista algum problema no primeiro compressor.

Não foi possível quantificar os consumos de ar comprimido da instalação uma vez que não possui uma rede de distribuição própria, tornando impossível a quantificação do consumo na mesma.

Contudo, o ar comprimido é utilizado, essencialmente nas válvulas e bombas pneumáticas em que se faz a circulação de solvente com uma elevada concentração de compostos inflamáveis, resultando numa classificação ATEX dada a várias zonas da unidade de recuperação de solventes.

Contudo, verificou-se que a rede de ar comprimido não está desenhada em anel. Este é o modo mais eficiente que distribuição de ar comprimido uma vez que permite a igualdade de pressão no interior da tubagem em toda a rede de ar comprimido, tornando o sistema mais estável e sem grandes flutuações. Sugere-se assim que em trabalhos futuros seja estudada hipótese de alteração da rede de distribuição de ar comprimido, e eventualmente, a utilização de um compressor exclusivo da unidade de recuperação de solventes.

5.5. Produção de acetato de etilo e mistura de solventes em 2015

Os dados de produção mensais de acetato de etilo e mistura de solventes, para o ano de 2015 pode ser consultada no Anexo G.1.

Para mais fácil visualização criou-se um gráfico que permitisse verificar a produção de acetato de etilo e mistura de solvente ao longo dos meses, assim como o conjunto dos dois. Este gráfico é o que se encontra desenhado na figura 5.1.

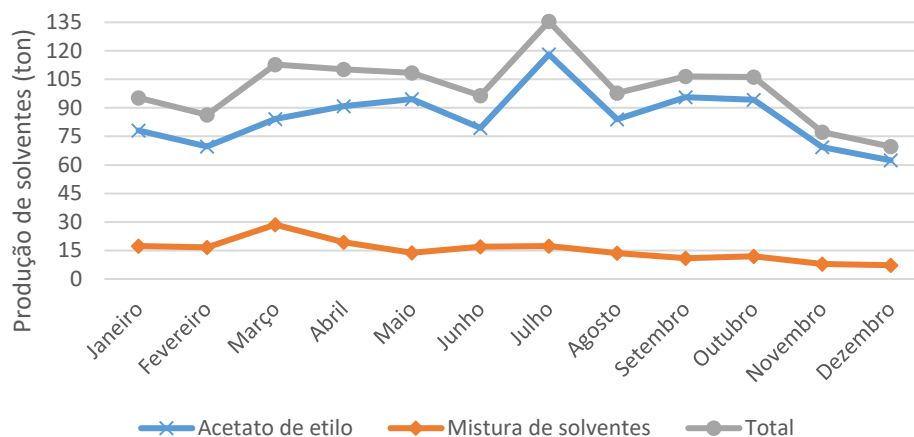


Figura 5.1 - Produção de acetato de etilo (W_2) e mistura de solventes (D_2) para o ano de 2015

Como se pode verificar, a produção de acetato de etilo e mistura de solvente não se relaciona uniformemente uma com a outra. Isto acontece uma vez que a produção de cada uma delas está dependente da concentração de solventes na alimentação (correte F) à unidade de recuperação.

A produção máxima de acetato de etilo deu-se no mês de Julho, tendo-se produzido 118 toneladas do mesmo, e o mês de menor produção foi o de Dezembro, tendo-se produzido apenas 62 toneladas.

Por sua vez, a mistura de solventes atingiu a sua produção máxima em Março, com 28 toneladas. O mês em que se produziu uma menor quantidade de mistura de solventes foi o mês de Dezembro, com 7 toneladas.

A quebra de produção em Dezembro relaciona-se com a queda de produção da fábrica neste período, resultando na menor quantidade de efluentes gasosos enviados para a unidade de recuperação, e consequentemente na menor produção de solventes.

No total, no ano de 2015 produziram-se 1020 toneladas de Acetato de Etilo e 181 toneladas de mistura de solventes.

5.6. Distribuição dos consumos

Neste subcapítulo serão discriminados os diferentes consumos da instalação, e será feita a comparação entre os mesmos para melhor entendimento da contribuição de cada um para a factura energética da empresa A.

Recolheram-se os dados relativos aos consumos de vapor de aquecimento, gás natural e energia eléctrica para o ano de 2015.

No anexo G.2 podem-se encontrar diferentes tabelas com estes consumos explícitos. No entanto, pensou-se que seria mais fácil a leitura dos resultados na forma gráfica, pelo que se construíram gráficos para os diferentes consumos.

5.6.1. Consumos mensais de vapor de aquecimento

Na figura 5.2. encontra-se o gráfico relativo ao consumo de vapor de água utilizado na instalação, no ano de 2015.

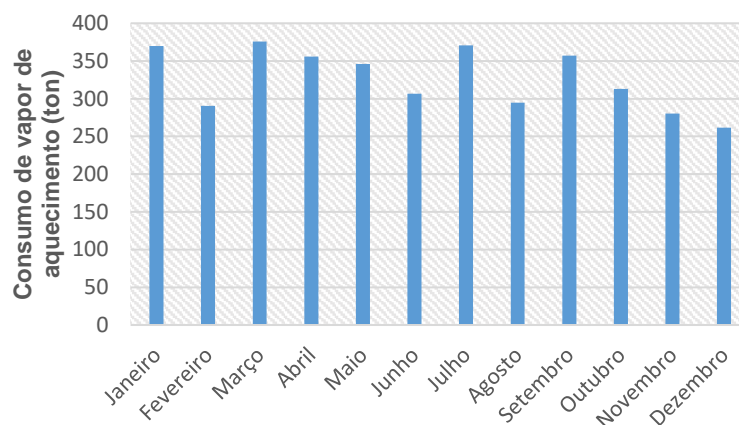


Figura 5.2 - Consumo de vapor de aquecimento para os diferentes meses

Como se pode verificar analisando a figura 5.2 o consumo de vapor de água é bastante variável. Isto acontece devido a flutuações que existem na produção de vapor proveniente da unidade de Cogeração da empresa, bem como dos diferentes ciclos de destilação realizados mensalmente. O máximo atingido é de 375 toneladas, em Março, e o mínimo em Dezembro, de 261 toneladas.

O consumo total de vapor de água em 2015 foi aproximadamente 4×10^3 toneladas.

5.6.2. Consumos mensais de gás natural

Na figura 5.3. apresenta-se o gráfico referente ao consumo de gás natural em 2015.

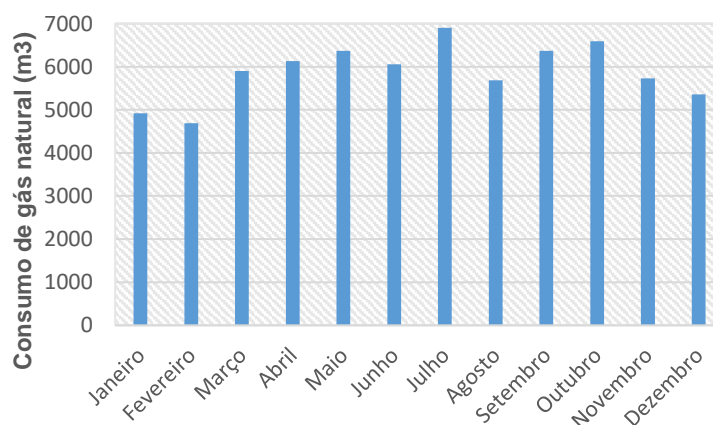


Figura 5.3 - Consumo de gás natural para os diferentes meses

Como se pode verificar pela figura 5.2. os consumos de gás natural oscilam mensalmente. Este consumo tem a ver com a quantidade de solvente a ser tratado. Quanto maior for a quantidade de solvente a tratar, maior deverá ser o numero de regenerações efectuadas e maior será a quantidade de azoto utilizada para a

regeneração. Consequentemente aumentar-se-á o consumo de gás natural utilizado para aquecer o termofluido, uma vez que a caldeira irá precisar de funcionar durante mais tempo. Eventualmente pode ser necessária a compensação de oscilações no vapor de aquecimento, pelo que o consumo de um e outro podem não estar directamente relacionados. O valor máximo do consumo atingiu-se em Julho, tendo-se consumido 6900 m³ de gás natural. O menor consumo atingiu-se em Fevereiro, sendo este de 4688 m³.

Em 2015, o consumo total de gás natural foi de 70,7 x 10³ m³.

5.6.3. Consumos mensais de energia eléctrica

Na figura 5.4. apresenta-se o gráfico obtido para o consumo de energia eléctrica em 2015.

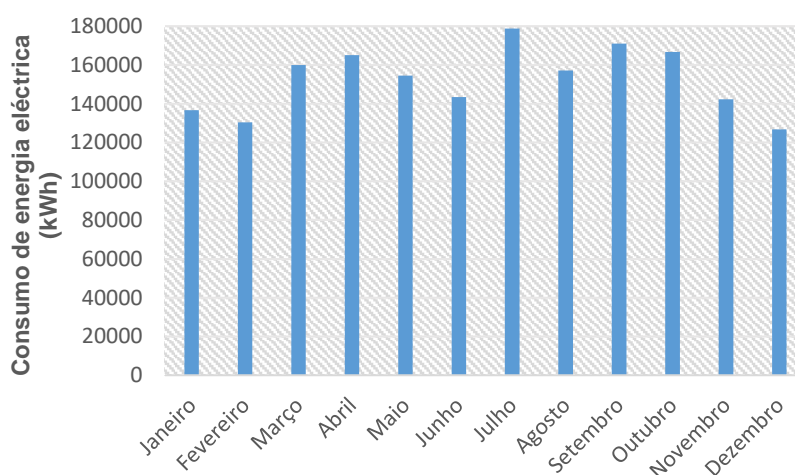


Figura 5.4 - Consumo de energia eléctrica para os diferentes meses

O consumo de eletricidade da instalação apresenta genericamente a mesma tendência do gás natural, para o ano em análise. Tudo isto está relacionado, uma vez que quanto maior for foi a quantidade de solvente tratada na instalação, maior será a quantidade de energia fornecida aos ventiladores de aspiração de ar proveniente da fábrica, entre outros. O mês de maior consumo foi o de Julho, com um consumo de 178720 kWh, e o de menor consumo foi o mês de Dezembro, com um consumo de 126787 kWh.

O consumo total de electricidade no ano de 2015 foi de 1,8 x 10³ MWh.

5.6.4. Consumo global de energia

Os coeficientes de conversão da quantidade de energia utilizada para tep (tonelada equivalente de petróleo) dependem do tipo de energia em si. No anexo G.2. encontram-se os factores de conversão para o vapor de água, gás natural e electricidade, que são as três fontes de energia utilizadas na instalação.

Com base nos referidos coeficientes pôde-se determinar o consumo de energia em tep's, estando os resultados obtidos na tabela 5.1.

Tabela 5.1 – Consumo de energia (tep) para os diferentes tipos de energia consumida, ao longo do ano

Consumo (tep)			
Mês	Gás natural	Vapor de água	Electricidade
Janeiro	4,45	27,40	29,40
Fevereiro	4,24	21,50	28,03
Março	5,34	27,83	34,40
Abril	5,56	26,36	35,48
Maio	5,76	25,62	33,23
Junho	5,48	22,70	30,85
Julho	6,25	27,44	38,42
Agosto	5,14	21,84	33,78
Setembro	5,76	26,46	36,78
Outubro	5,97	23,18	35,86
Novembro	5,18	20,77	30,60
Dezembro	4,85	19,37	27,26

Pode-se verificar que o consumo de gás natural é bastante inferior quando comparado com o de vapor de água e de electricidade, sendo que a energia com maiores consumos é a electricidade.

Construiu-se um gráfico que permite a comparação visual dos valores registados na tabela 5.1, estando presente na figura 5.5.

Construiu-se ainda um gráfico comparativo de consumo anual (2015) para cada tipo de energia utilizada (figura 5.6).

Avaliação do desempenho de uma unidade de recuperação de solventes
Dissertação/Estágio – 2015/2016

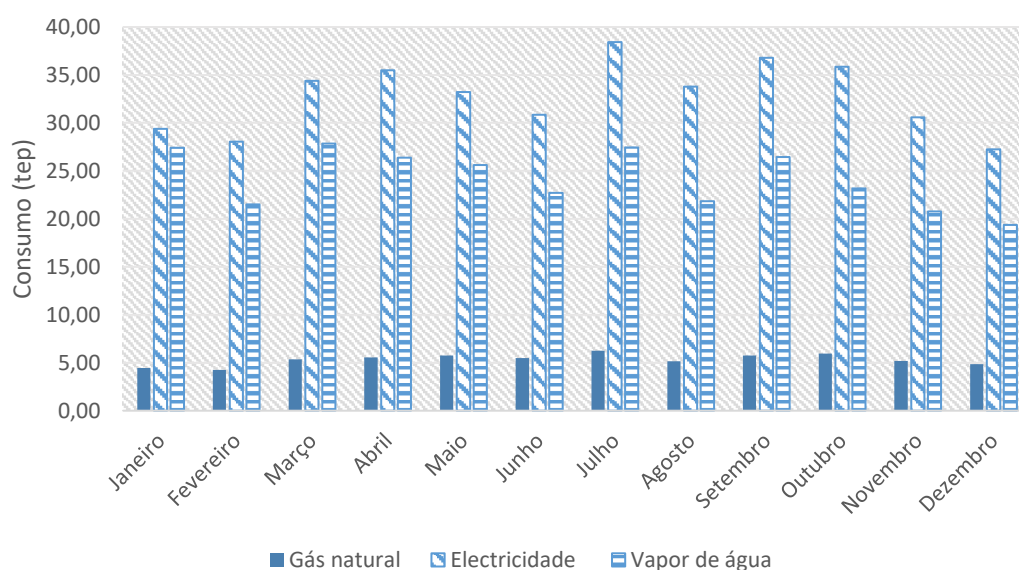


Figura 5.5 - Consumo energético (tep) para as diferentes fontes de energia e para os diferentes meses de 2015

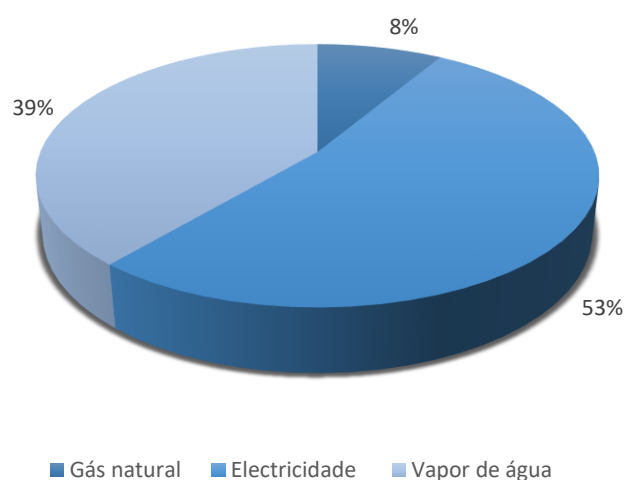


Figura 5.6 - Consumo anual (percentual) das diferentes formas de energia

O gás natural é a forma de energia que representa um menor consumo utilizada na unidade de recuperação de solventes, contribuindo apenas em 8% para o consumo total de energia da instalação. Em segundo lugar surge o vapor de água com 39%, enquanto a maior fonte de energia é a energia eléctrica com uma contribuição de 53% para o consumo total.

O consumo total, no ano de 2015 foi de 748 tep, sendo por isso o gás natural responsável pelo consumo de 64 tep, o vapor de água por 290 tep e a electricidade por 394 tep.

5.7. Indicadores energéticos

Da necessidade de promoção da eficiência energética em todos os sectores da sociedade Portuguesa, foi criado o Plano Nacional de Ação para a Eficiência Energética (PNAEE), que se divide em doze programas abrangendo vários sectores de atividade de forma a atuar nas várias vertentes da eficiência energética.

Um dos programas é o programa do Sistema de Gestão de Consumos de energia (SGCIE). Este sistema visa a melhoria da eficiência energética das instalações e monitoriza os consumos energéticos das instalações consumidoras intensivas de energia (CIE).

Este sistema é regulado pelo Decreto-Lei no 71/2008, de 15 de Abril de 2008, e, estabelece que as CIE efetuem periodicamente auditorias energéticas que recaiam sobre as condições de utilização de energia e originem um aumento da eficiência energética, incluindo a utilização de fontes de energia com origem renovável.

Os principais indicadores avaliados nestas auditorias são o consumo específico de energia e a intensidade carbónica [24,25]

5.7.1. Intensidade carbónica

De acordo com o decreto-lei 71, de 15 de Abril de 2008 a intensidade carbónica é dada pelo quociente entre o valor de emissões com gases com efeito de estufa e o respectivo consumo de energia, como demonstra a equação 5.2.

$$IC (kgCO_2e/tep) = \frac{GEE (kgCO_2e)}{Energia (tep)} \quad (5.2)$$

Sendo que a quantidade de gases de efeito de estufa (GEE) pode ser determinada utilizando diferentes factores de conversão, dependentes do tipo de energia conforme se pode verificar no anexo G.3.

Com base nos resultados obtidos, e conforme se pode consultar no anexo F.3.construi-se a figura 5.7.

Avaliação do desempenho de uma unidade de recuperação de solventes
Dissertação/Estágio – 2015/2016

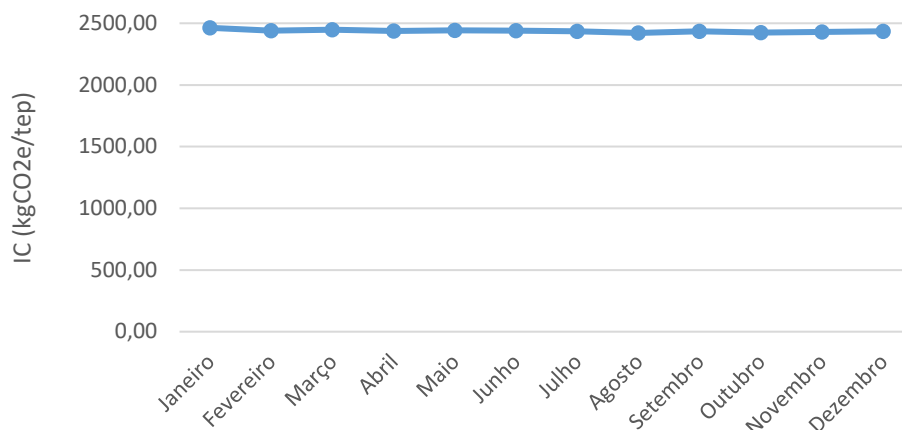


Figura 5.5 - Intensidade carbónica em função dos diferentes meses de 2015

Como se pode verificar, apesar de existir uma pequena tendência descendente da intensidade carbónica ao longo do ano, esta variação foi pouco significativa. O valor mais alto foi atingido no início do ano, atingindo o seu pico máximo em Janeiro, com uma intensidade carbónica de 2463 kgCO₂e/tep. O mínimo atingiu-se no mês de Outubro, com uma intensidade carbónica de 2423 kgCO₂e/tep. A média anual para a intensidade carbónica é de 2437 kgCO₂e/tep.

5.7.2. Consumo específico de energia

O consumo específico é um indicador energético que permite relacionar a energia consumida com a produção, tal como se pode verificar pela equação 5.3.

$$CEE \text{ (tep/Kg)} = \frac{\text{Energia (tep)}}{\text{Produção (Kg)}} \quad (5.3)$$

A produção, em kg, refere-se ao produto final obtido na produção. No caso da unidade de recuperação, considerou-se a produção total de solventes.

Para a determinação do consumo específico de energia foram utilizados os valores de produção de acetato de etilo e mistura de solventes já referidos anteriormente, e que podem ser consultados no anexo G.1.

Os valores obtidos para o consumo específico de energia podem ser consultados no anexo G.3. Com base nos mesmos, esboçou-se um gráfico que relaciona o consumo específico global, com o consumo específico obtido para cada forma de energia. Pode-se consultar este gráfico na figura 5.8.

Avaliação do desempenho de uma unidade de recuperação de solventes
Dissertação/Estágio – 2015/2016

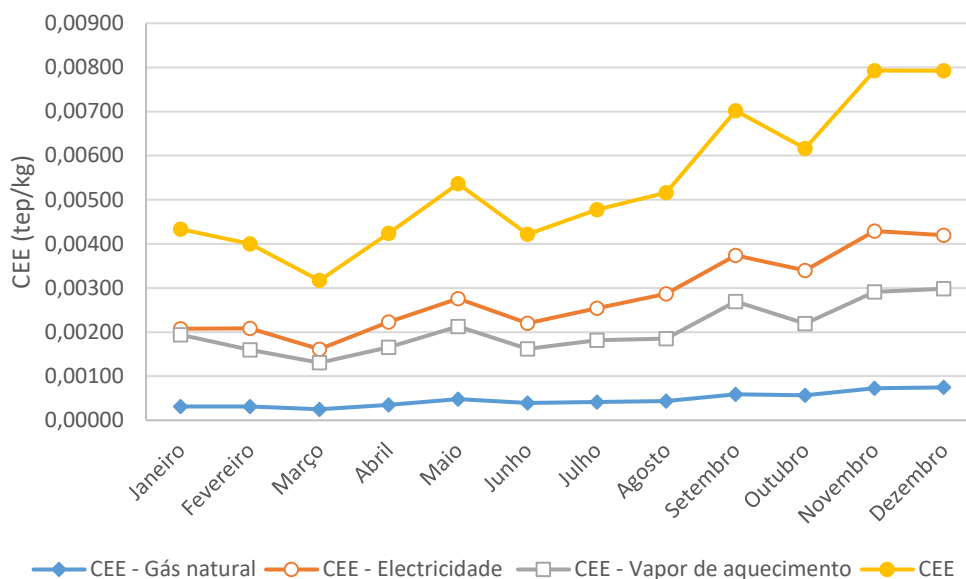


Figura 5.6 – Consumo específico para cada forma de energia consumida, ao longo do ano de 2015

O consumo específico, como se pode observar pela figura 5.8., de um modo geral, tem tendência a aumentar com a evolução do ano.

Como seria espectável, o gás natural é a fonte de energia com menor contribuição para o consumo específico, seguido do vapor de aquecimento, sendo que o maior contribuidor é a electricidade. Isto seria de prever, dado que o consumo específico está directamente relacionado com o consumo em tep de cada fonte de energia.

O mês correspondente ao maior consumo específico foi o de Novembro, com um consumo específico na ordem dos 0,0079 tep/kg. Por sua vez, o mês com menor consumo específico foi Março com um consumo específico de 0,0032 tep/kg.

Os meses referidos coincidem com os meses de menor consumo específico de cada uma das fontes de energia, sendo que para o mês de Novembro foi de 0,00070, 0,0043 e 0,0030 para o gás natural, energia eléctrica e vapor de aquecimento, respectivamente. Por sua vez os consumos individuais para o mês de Março foram de 0,00025, 0,0016 e 0,0013 tep/kg para o gás natural, electricidade e vapor de aquecimento, respectivamente.

Construiu-se um outro gráfico que permite comparar directamente o consumo específico de energia com a produção de total de solvente. Pode ver-se este gráfico na figura 5.9.

Avaliação do desempenho de uma unidade de recuperação de solventes
Dissertação/Estágio – 2015/2016

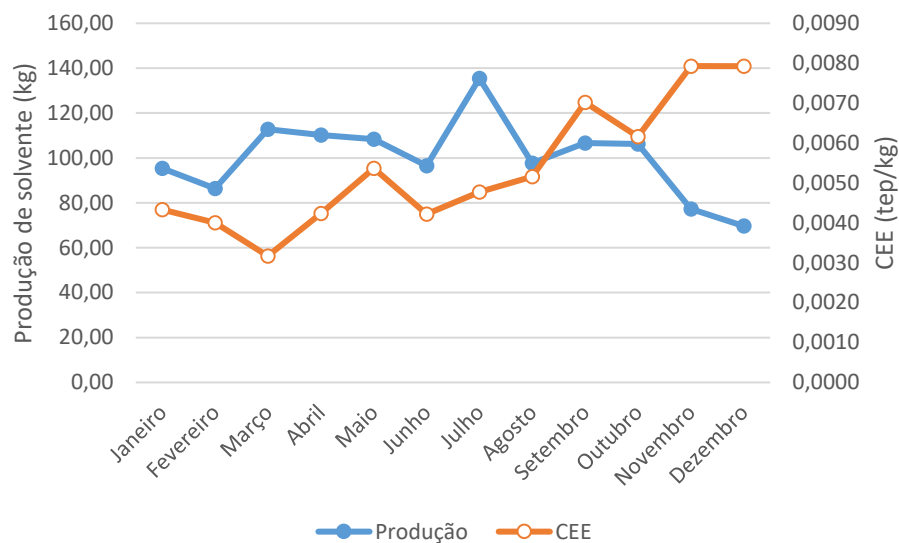


Figura 5.7 – Consumo específico de energia em função da produção para o ano de 2015

Como se pode verificar, o consumo específico de energia, e a produção de solvente tendem a acompanhar-se em sentido inverso, isto é, quando a produção de solvente baixa, o consumo específico sobe e vice-versa. Isto já seria de esperar uma vez que o consumo específico de energia está directamente relacionado com a produção.

6. Conclusões e propostas de trabalhos futuros

O objectivo da dissertação passou pela avaliação do desempenho de uma unidade de recuperação de solventes, em que o principal produto obtido é o acetato de etilo.

Fez-se a avaliação da unidade de recuperação de solventes por diferentes de pontos de vista. Avaliou-se a eficiência e taxa de recuperação das principais unidades da unidade de recuperação de solventes (Adsorção e Destilação). Estimou-se também a recuperação total de solventes face ao consumo da unidade fabril. Por fim, estudou-se com ajuda do simulador *Aspen Plus* a variação da pureza dos solventes à saída da unidade de recuperação consoante a alteração de diferentes variáveis de operação. Estudou-se, de igual modo, o consumo energético da instalação, e tentou-se propor medidas de melhoria da sua eficiência do ponto de visto energético e redução de consumos.

A instalação foi então avaliada de diferentes modos. Primeiramente, fez-se uma análise da capacidade de adsorção do carvão activado, tendo-se traçado a curva de rutura de um dos leitos de adsorção, onde se verifica que é aceitável admitir como tempo de operação as 12 horas. Verificou-se que em cada ciclo de adsorção, um leito adsorve em média 918 kg de solvente (expresso como C). Na regeneração, recuperam-se em média 614 kg de solvente.

Verificou-se por análise das concentrações de solvente obtida que nos meses em que a temperatura ambiente é superior existe maior consumo de Metoxipropanol, o que não é de todo aconselhável uma vez que este produto é eliminado como resíduo na coluna C-310, sendo posteriormente incinerado. Sabe-se que recentemente a unidade fabril sofreu uma remodelação, ampliando o espaço no interior da mesma. Por essa razão, o sistema de climatização poderá não estar devidamente dimensionado, resultado na subida da temperatura no interior da fábrica, principalmente nos meses em que a temperatura média é superior, levando à necessidade da utilização de Metoxipropanol para diluição das tintas. Assim, propõe-se que em trabalhos futuros se estude uma forma de melhorar a climatização na unidade fabril.

Fizeram-se balanços de massa ao sistema de destilação, tendo-se determinado os caudais das principais correntes desta etapa. O caudal médio da corrente F para cada ciclo de destilação é de 369 kg/h. O caudal médio da corrente W_2 é em média de 285 kg/h.

Para a coluna de destilação C-320, o caudal de destilado médio, D_2 , é de 32 kg/h.

A potência térmica fornecida à unidade de destilação é constante, sendo na ordem dos $9,5 \times 10^5$ kJ/h. A energia necessária no condensador da coluna C-310, será por isso de $8,5 \times 10^5$ kJ/h. A recuperação média de acetato de etilo no produto de cauda é de 91% e de 7% no produto de topo. A recuperação total é então de 98%.

O consumo diário de acetato de etilo na fábrica situa-se nos 5260 L de acetato de etilo e de 805 L de mistura de solventes.

Tendo em conta o consumo da fábrica e quantidade de solvente produzida na unidade de recuperação, verificou-se que a percentagem de recuperação de acetato de etilo é de 84,3% e a de mistura de solventes de 89,2%. A reutilização global de solventes é por isso de 85%.

Estudaram-se as condições de funcionamento da coluna de destilação C-320: o andar de alimentação, o aumento da potência térmica fornecida no reebulidor, a temperatura de alimentação e a influência da pressão de funcionamento.

Do estudo do andar de alimentação, resultou que a fracção mássica de etanol é praticamente constante entre o andar de alimentação número 1 e o andar de alimentação número 24. Por sua vez, a concentração de acetato de etilo em W_2 apresenta valores mais elevados para uma alimentação situada entre o andar número 13 e 19, começando a decrescer até atingir uma concentração mínima de 0,985, para uma alimentação no andar número 31. Do estudo feito para verificar-se se compensaria alterar o andar de alimentação entre o andar 13, 14 e 18 verificou-se que pode ser feita a alteração da alimentação para o andar número 18 e obter-se uma composição de 98,96% face aos 98,95% actuais. Esta alteração, contudo, não é significativa.

Do aumento da potência térmica fornecida no reebulidor, verifica-se que apesar de a pureza dos solventes a nível da concentração de acetato de etilo aumentar com o aumento da potência térmica fornecida, não seria uma melhoria significativa ao ponto de compensar os gastos “extra” com vapor de aquecimento.

A temperatura de alimentação dos solventes à destilação possui um impacto reduzido na concentração dos solventes no final do processo. Por essa razão, devem manter-se as condições actuais de funcionamento.

Para a variação da pressão de funcionamento, obteve-se que para uma pressão mais baixa se obtém uma concentração de acetato de etilo mais alta, contudo, esta variação não é muito relevante, pelo que se devem manter as condições de funcionamento.

Em suma, nenhuma das condições testadas revela uma melhoria evidente na pureza dos solventes obtidos, assim como poupança energética (consumo de vapor), pelo que se devem manter as actuais condições de funcionamento da coluna de destilação C-320.

A unidade de recuperação de solventes é munida de uma caldeira de termofluido que funciona com um excesso de ar de 40%, e uma eficiência térmica de 84,77%.

O excesso de ar é bastante alto, sendo que o aconselhável se situa entre os 10 e 15%. Recomenda-se a afinação do queimador de modo a uma melhor regulação do caudal de ar alimentado, de modo obter um excesso mais baixo.

Verificou-se que a inclusão de um economizador resultaria numa melhoria da eficiência energética para 87,95%. Esta melhoria traduz-se numa poupança de 3308 m³ de gás natural, que se traduzem numa poupança anual de 5243 euros.

Por sua vez, a inclusão de um pré-aquecedor aumentaria a eficiência energética da caldeira para 88,35% e resultaria numa poupança de 2863 m³ anuais de gás natural. Esta diferença resultaria numa poupança anual de 4538 euros.

A aplicação de ambos resulta num aumento da eficiência para 91,1%, ou seja, uma redução do consumo de gás natural anual em 5623 m³, ou seja, 8914 euros.

Por essa razão, a aplicação mais vantajosa seria a inclusão de um economizador em conjunto com um pré-aquecedor de ar. Contudo é necessário o estudo do preço de um permutador adequado a estas funções de modo a verificar a viabilidade económica, ou não, para a empresa A.

Realizou-se também um estudo energético da unidade de recuperação de solventes. Relativamente aos consumos da instalação, obteve-se um consumo global de 748 tep. A energia elétrica é responsável por 53% deste consumo, com uma contribuição de 394 tep. O gás natural por 8%, com 64 tep e o vapor de água por 39% com 290 tep.

Relativamente aos indicadores energéticos determinados para a instalação, obteve-se uma média anual de intensidade carbónica para o ano de 2015, de 2463 kgCO₂e/tep.

O consumo específico de energia varia entre os 0,0079 tep/kg e os 0,0032 tep/kg, sendo o menor contribuidor para o aumento do consumo específico o gás natural, seguido do vapor de aquecimento e da electricidade.

Verificou-se ainda que a rede de ar comprimido pode não estar desenhada do melhor modo, uma vez que não se encontra em anel. Propõe-se por isso o estudo da melhoria da distribuição de ar comprimido.

Bibliografia

- [1] -
- [2] -
- [3] -
- [4] - Alves, Carlos Alberto T. (2005). *Recolha e Recuperação de Solventes para Reutilização*. Publindústria, Edições Técnicas
- [4] - R. Cheruvathur, "The effect of bond strength of flexible laminates on puncture," 2009.
- [5] - "Fundamentos e princípios físico-químicos da Adsorção", disponível em <http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?Itemid=450&id=188&option=com_content&task=view>, acedido a 11/03/2016
- [6] - Ribeiro, M., Silva, P., "Apontamentos de Destilação – Processos de Separação", Licenciatura em Engenharia Química, ano lectivo 2013/2014
- [7] - "Fundamentos e princípios físico-químicos de Destilação", disponível em <http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?option=com_content&task=view&id=223&Itemid=413> Data de acesso: 28/02/2014
- [8] - C. S. M. Gomes, H. N. M. de Oliveira, O. Chiavone-Filho, and E. L. Foletto, "Vapor-liquid equilibria for ethyl acetate+methanol and ethyl acetate+ethanol mixtures: Experimental verification and prediction," *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 92, no. 12, pp. 1861–1866, 2014.
- [9] - Recovery Plant Technical Manual
- [10] – Aspen Plus©, Steady State Simulation, "Building and Running a Process Model"
- [11] - Martins, P., "Recuperação do Isopentano da Gasolina Leve," 2009.
- [12] - Fu, K., "Análise de uma Planta de Recuperação de Solventes Gráficos."
- [13] T. Mahdi, "Computer Simulation Applied to Separate Ethanol from Ethyl Acetate by Normal Distillation Process," vol. 4, no. 6, pp. 2852–2858, 2013.
- [14] - Fernandes, J., "Diagnóstico energético da indústria de placas de borracha e optimização do sector de pintura," 2010.
- [15] – Évora, A., "Diagnóstico Energético e reengenharia do processo na Fábrica de

Revestimentos,” 2010.

[16] - Couto, B, “Dimensionamento de uma caldeira a termofluido” Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto Mestrado Integrado em Engenharia Mecânica,” 2009.

[17] - <http://csc-caldeiras.com/pages/pt/solucoes/caldeiras/termofluido.php>, consultado em 7/7/2016

[18] - <http://www.adene.pt/> , consultado em 20/7/2016

[19] - F. Oliveira, “Relatório Final de Acção de Promoção de Eficiência Energética em Caldeiras de Vapor e termofluído” 2010.

[20] - Sá, A. F. (2009). Gestão de energia e eficiência energética. Porto: Publindústria.

[21] - <http://www.qren.pt/np4/home> consultado a 21/8/2016

[22] – Pilão, R., “Gestão e Reengenharia do Processo”, Mestrado em Engenharia Química, Optimização Energética na Indústria Química, ano lectivo 2014/2015

[23] - B. Fernandes, “Diagnóstico e optimização das operações de destilação da egeo solventes,” 2011.

[24] – Conversão de energia para tep, disponível em http://sgcie.publico.adene.pt/_layouts/SGCIE_ExternalEntities/ConversorSGCIE.aspx

[25] - Perry, C. K., *Perry's Chemical Engineers Handbook*, McGraw-Hill, 8 ed., 2008

[26] - National Institute of Standards and Technology (<http://webbook.nist.gov/>)

[27] – Imagem retirada de:

<http://www.orangemediadesign.com.br/siggraphics/homologacao/index.php?/sistemad-e-impressao-sig/menu/3/10>, consultado em 07/082016

[28] – Imagem retirada de: <http://preimpressio.blogspot.pt/2006/11/elementos-fundamentais-de-una-mquina.html>, consultado em 07/082016

[29] – Imagem retirada de: <http://www.emba.pt/pt/home/index>, consultado em 07/082016

[30] - R. Hoffmann, “Escolha do processo.”